QUOI DE NEUF DANS LES TECHNIQUES DE TRAITEMENT DES EAUX USÉES?

Exposés préparés pour
la Série spéciale de colloques sur l'épuration des eaux usées
parrainée conjointement par

Environnement Canada

et

**l'Association canadienne
des eaux potables et usées (ACEPU)**

1988

This publication is also available in English. Please contact:

Environmental Protection Publications
Conservation and Protection
Environment Canada
Ottawa (Ontario) K1A 0H3

Version française préparée par
le Module d'édition française, Protection de l'environnement,
Conservation et Protection, Environnement Canada

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1988
N° de cat. En 40-365/1988F
ISBN 0-662-95294-4
IMPRIMEURS BEAUREGARD

L'ASSOCIATION CANADIENNE DES EAUX POTABLES ET USÉES
CANADIAN WATER AND WASTEWATER ASSOCIATION

Le public et les élus se préoccupent de plus en plus de la protection de l'environnement en général et de l'amélioration de la gestion des ressources en eau en particulier. De ce fait, les municipalités du Canada font l'objet de pressions croissantes pour la création, la modernisation et le perfectionnement de systèmes et d'installations de traitement des eaux usées.

Toutefois, jusqu'à présent, les fonds n'ont pas augmenté aussi rapidement que l'intérêt pour les questions d'environnement. Au contraire, la limitation du pouvoir de taxer peut être considérée comme un sujet tout aussi important, tant pour la population que pour les gouvernements. Par conséquent, il est essentiel de tenter de concilier ces deux questions en trouvant de meilleures façons d'accomplir davantage à un coût moindre.

Or, Environnement Canada et l'Association canadienne des eaux potables et usées estiment que les techniques mises au point par le Centre technique des eaux usées peuvent offrir des solutions nouvelles et économiques à de nombreux problèmes liés à l'épuration des eaux usées. Étant donné qu'un des objectifs de l'Association est de faciliter l'échange d'informations parmi ceux qui travaillent dans le secteur qui nous intéresse, nous sommes heureux de parrainer la série de colloques intitulée "Quoi de neuf dans les techniques de traitement des eaux usées?".

Les mémoires contenus dans cette publication forment la base des exposés qui auront lieu pendant les colloques de novembre 1988 et du printemps 1989. Ajoutés à l'information qui sera fournie au cours des séances, ils donneront une vaste vue d'ensemble des techniques de traitement des eaux usées urbaines mises au point au Centre technique des eaux usées à Burlington, en Ontario.

L'Association canadienne des eaux potables et usées remercie les associations affiliées de toutes les régions du Canada qui ont aidé à organiser les colloques. Les organismes suivants sont les hôtes participants: la section de la région Atlantique du Canada de l'American Water Works Association, la British Columbia Water and Waste Association, l'Association québécoise des techniques de l'eau, la Maritime Provinces Water and Wastewater Association, l'Association ontarienne pour la lutte contre la pollution et la Western Canada Pollution Control Association.

Le président,
Association canadienne
des eaux potables et usées

Robert G. Ferguson

Le directeur général,
Protection de l'environnement
Environnement Canada

Peter M. Higgins

24, rue Clarence, 3e étage, Ottawa (Ontario) K1N 5P3. Tél.: (613) 238-5692; FAX: (613) 237-2965

TABLE DES MATIÈRES

Préface III

Introduction 1
B.E. Jank, Directeur,
Centre technique des eaux usées, Environnement Canada

La vérification sur le terrain de l'instrumentation intégrée d'une station d'épuration des eaux résiduaires urbaines 5
G.W. Speirs et R.D. Hill

Le recours à la vérification opérationnelle dans le choix d'une station destinée à la démonstration des économies d'énergie et d'un contrôle amélioré 19
G.W. Speirs et J.P. Stephenson

La régulation de l'addition des polymères dans le conditionnement des boues: une étude de démonstration 29
H.W. Campbell et P.J. Crescuolo

La conversion des boues d'épuration en hydrocarbures: une nouvelle option pour la gestion des boues 45
H.W. Campbell et T.R. Bridle

L'amélioration de l'efficacité hydraulique des installations de traitement anaérobie à forte charge 57
E.R. Hall

Le traitement anaérobie du lactosérum de fromage 73
E.R. Hall et G.P. Adams

Étude au traceur en vue d'évaluer divers modes de brassage dans les digesteurs de boues anaérobies 85
D.T. Chapman

La conception d'installations d'épuration par boues activées pour une meilleure élimination des matières en suspension 101
D.T. Chapman

L'approche canadienne pour limiter la teneur des sols en métaux lourds provenant de l'épandage des boues d'épuration urbaines 115
M.D. Webber

INTRODUCTION

B.E. Jank, Directeur

Environnement Canada, Centre technique des eaux usées

L'escalade des coûts, pour l'amélioration, l'entretien et l'exploitation des installations municipales existantes d'épuration des eaux usées, pour l'agrandissement des installations afin de répondre à la croissance domiciliaire et industrielle, et pour la mise en place de nouvelles infrastructures là où elles n'existent pas encore, entraîne de graves problèmes pour les municipalités canadiennes. Le besoin d'installations pour éliminer des produits chimiques toxiques, en plus des polluants classiques, complique encore cette situation. La réglementation sur les produits chimiques toxiques exige qu'on porte beaucoup plus attention au traitement, à la manipulation et à l'élimination des boues ou des résidus industriels que dans le passé.

En raison de la complexité de ces problèmes, il est compréhensible que les solutions soient plus difficiles à trouver. Les progrès récents dans des domaines comme la conception des réacteurs, la régulation des procédés par ordinateur et les méthodes analytiques ont donné aux chercheurs scientifiques et aux ingénieurs les outils permettant de trouver des solutions à beaucoup de ces problèmes à un coût raisonnable.

Le Centre technique des eaux usées d'Environnement Canada a joué un rôle très important dans l'équipe de spécialistes canadiens et étrangers qui a trouvé des solutions appropriées à ces problèmes environnementaux, municipaux et industriels, et qui poursuit la recherche dans cette voie. On a mis l'accent sur l'optimisation de la conception et de l'exploitation des systèmes existants d'épuration des eaux usées. Dans le même élan, on a réussi à mettre au point certaines nouvelles techniques; cependant, il y a eu surtout un progrès grâce à l'amélioration et à la modification de procédés existants.

Dans le cas d'industries déversant leurs eaux résiduaires dans les égouts municipaux, la réutilisation de ces eaux comme telles ou leur emploi dans la fabrication d'autres produits, ou encore la modification des procédés existants représentent l'étape initiale essentielle de tout programme efficace de gestion des eaux résiduaires urbaines. Si l'élimination à la source est primordiale, il faut envisager des systèmes de récupération des métaux ou des systèmes de traitement anaérobie à taux de production et de rendement énergétique élevés. S'il y a présence de résidus dangereux ou toxiques qui ne peuvent être ni éliminés, ni récupérés, ni traités sur place, alors ces résidus doivent être transférés à une installation centrale de traitement, de manutention et d'élimination, possédant le permis approprié. Les municipalités doivent s'assurer que ces programmes de dépollution à la source sont en place et qu'ils sont efficacement appliqués. L'effet de la dépollution des eaux résiduaires industrielles à la source sur la charge hydraulique et la charge organique d'une station d'épuration, ainsi que sur son exploitation, sera très significatif et pourra même permettre des économies importantes au niveau des coûts d'immobilisation et des frais d'exploitation.

Un très bon exemple de dépollution des eaux résiduaires industrielles à la source, qui s'est avéré extrêmement rentable, est l'utilisation de traitements anaérobies à fortes charges pour le prétraitement d'eaux résiduaires à température et à teneurs élevées en matières organiques. Le méthane produit par le procédé anaérobie permet à l'usine de réaliser des économies lors de l'achat de gaz naturel ou de fuel-oil. Dans la plupart des cas, le taux de réduction de matières organiques sera suffisant pour donner un effluent conforme aux règlements municipaux sur le prétraitement des eaux résiduaires industrielles, et ainsi éliminer ou réduire de façon significative les surcharges d'eaux résiduaires évacuées par les usines. On pourra également réaliser des économies importantes d'énergie à la station

d'épuration centrale parce que ces eaux prétraitées nécessiteront moins d'aération et produiront moins de boues. Les eaux résiduaires des laiteries, brasseries, distilleries, abattoirs ainsi que des établissements de conditionnement des fruits et légumes constituent d'excellents exemples où les techniques anaérobies à fortes charges peuvent être utilisées à la source et ainsi réduire le coût total du traitement des eaux usées tant pour l'industrie que pour les municipalités.

Les résultats les plus intéressants de l'optimisation de la conception et de l'exploitation des stations d'épuration des eaux résiduaires urbaines sont attribuables à la régulation automatique des procédés. Cela comprend des techniques d'optimisation du rendement de l'équipement d'aération, ainsi que la conception et l'exploitation du décanteur secondaire, qui permettent toutes de réaliser d'importantes économies au chapitre des coûts d'immobilisation et des frais d'exploitation et d'entretien. Des instruments de mesure en direct, couplés à des ordinateurs programmés à l'aide de stratégies appropriées de régulation automatique, permettront d'améliorer l'exploitation du procédé de traitement par boues activées ainsi que des nombreuses autres opérations d'épuration. Les méthodes de régulation par ordinateur ont servi à élaborer un système de vérification opérationnelle permettant d'évaluer le rendement de stations d'épuration des eaux usées à l'échelle réelle. Le système de vérification opérationnelle permet de déceler les lacunes de conception, d'évaluer la durée de vie anticipée de l'installation (après correction des lacunes de conception), de caractériser les spécifications pour le système de régulation automatique et d'évaluer les économies d'énergie possibles grâce à la régulation par ordinateur.

Les résultats des vérifications opérationnelles effectuées jusqu'ici ont permis de prévoir qu'il serait peut-être possible de réduire les coûts des améliorations projetées pour l'infrastructure (soit 1,3 milliard de dollars) de 1 milliard de dollars, si les lacunes de conception sont corrigées et si un système de régulation automatique est installé, plutôt que de procéder à l'expansion de la capacité de l'usine. Les résultats montrent qu'il est primordial d'effectuer une vérification opérationnelle avant de décider d'améliorer ou d'agrandir une station d'épuration existante.

Il a été démontré que des installations d'épuration urbaines, bien conçues et efficacement exploitées, produisent un effluent qui renferme une concentration acceptable de matières organiques et de métaux lourds à l'état de traces. Les installations avec régulation automatique permettront d'obtenir un effluent de qualité constante, facteur important pour les entreprises qui doivent éliminer leurs produits chimiques toxiques. Des installations appropriées de traitement, de manutention et d'élimination des boues doivent être prévues dans la station. Il s'agit là d'un domaine auquel on ne s'est pas encore assez intéressé quant aux possibilités de conception et d'exploitation.

Pour des raisons économiques et techniques, et chaque fois que c'est possible, il faut préférer l'épandage des boues d'épuration sur le sol aux autres techniques d'élimination. Il existe au Canada et dans d'autres pays développés des lignes directrices pour l'épandage; il est évident que les risques que présente l'épandage pour l'environnement sont minimes. La digestion anaérobie des boues fait fréquemment partie du processus d'épandage. L'amélioration du mélange pour une meilleure digestion, par optimisation du nombre de dispositifs mélangeurs et de l'énergie utilisée, pourrait prolonger la durée de vie des digesteurs existants, à une fraction du coût d'immobilisation représenté par des digesteurs neufs.

Environ 50 p. 100 des coûts d'immobilisation et des frais d'exploitation d'une station d'épuration des eaux résiduaires urbaines sont consacrés aux installations de traitement des boues. L'utilisation de nouveaux dispositifs et techniques, comme l'épaississeur de boues du Centre technique des eaux usées, le filtre à bande presseuse, la digestion aérobie thermophile autothermique et la technique de conversion à basse température des boues en hydrocarbures, permettra de réduire les coûts dans le cas d'applications spéciales. La mise au point d'un système de régulation, comme le régulateur de conditionnement des boues du Centre technique des eaux usées, que Zenon Environmental Inc. de Burlington mettra en marché sous licence, permettra de réduire sensiblement les frais d'exploitation.

Cela obligera également les propriétaires d'installations à revoir en profondeur tout leur système de traitement des boues, car pratiquement chacun de ces systèmes doit faire l'objet d'améliorations.

Il est évident que la régulation par ordinateur représente une partie importante du programme d'amélioration. L'expérience a largement démontré qu'il existe sur le marché un matériel et un logiciel informatiques fiables à un coût raisonnable. Le point faible du système demeure le capteur intégré. Afin d'améliorer la qualité et la fiabilité des capteurs existants, le Centre technique des eaux usées a participé à la formation de l'ITA (*Water and Wastewater Instrumentation Testing Association of North America*). L'ITA prépare des méthodes détaillées pour les essais, aussi bien en laboratoire que sur le terrain, d'équipements vendus dans le commerce. Les membres reçoivent des rapports d'évaluation de capteurs ainsi que des copies du protocole pouvant être utilisé pour les spécifications d'appels d'offres. L'ITA possède également un centre d'information-instrumentation créé pour permettre l'essai à long terme de capteurs intégrés non encore soumis à une évaluation. Le coût du devis descriptif de l'instrumentation et des essais partiels pour les approvisionnements oblige pratiquement chaque municipalité possédant une station d'épuration gérée par ordinateur à être membre de l'ITA.

LA VÉRIFICATION SUR LE TERRAIN DE L'INSTRUMENTATION INTÉGRÉE D'UNE STATION D'ÉPURATION DES EAUX RÉSIDUAIRES URBAINES

Gordon W. Speirs* et Robert D. Hill**

*Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

**Metropolitan Denver Sewage Disposal District No. 1,
6450 York Street, Denver, Colorado 80229, U.S.A.

Résumé

Dans le cadre d'un projet à grande échelle visant à démontrer les avantages de la régulation automatique des procédés dans les stations d'épuration, certains capteurs en canalisation utilisés dans diverses boucles de régulation ont été étalonnés ou vérifiés pendant la mise en service et le démarrage d'un système de régulation. Parmi les mesures intégrées effectuées, mentionnons la mesure du débit des liquides, du débit de l'air, des teneurs en matières en suspension et des teneurs en oxygène dissous. Les méthodes utilisées pour évaluer la performance des instruments sont présentées avec les résultats des essais, qui montrent que plusieurs instruments ne correspondaient pas aux spécifications écrites des fabricants. En outre, sont incluses diverses méthodes de mesure intégrée qui peuvent aider à déterminer le moment où effectuer un nouvel étalonnage et, par là, aider à réduire les frais d'entretien et à assurer la fiabilité du traitement.

Mots clés

Boues activées; aération; étalonnage; oxygène dissous; mesure du débit; instrumentation; matières en suspension; système de commande du procédé.

Introduction

En 1982, le Centre technique des eaux usées (CTEU) d'Environnement Canada lançait un projet pour démontrer que les stratégies de régulation numérique directe permettaient de réaliser des économies d'énergie et d'améliorer le fonctionnement des stations d'épuration municipales. C'est la station de traitement par boues activées de Tillsonburg, en Ontario, qui a fini par être choisie pour l'étude en 1983. Dans le cadre du processus de sélection, une vérification opérationnelle a été effectuée à l'aide d'instruments intégrés couplés à un micro-ordinateur en vue de recueillir des données dynamiques sur la charge et les caractéristiques d'exploitation de la station (Speirs et Stephenson, 1985). On a évalué à 30 à la station 40 p. 100 les économies que permettrait de réaliser la régulation automatique de l'aération. On a donc procédé à des modifications du système en vue de séparer les installations en deux batteries de traitement parallèles en vue de comparer le contrôle manuel et le contrôle automatisé. Les données de la vérification opérationnelle ont servi de base à ces modifications. Le réaménagement de la station était complété en octobre 1984.

Les instruments intégrés et le système de régulation par ordinateur pour la démonstration ont été installés par le personnel du Centre technique des eaux usées. Une partie essentielle du démarrage du système de régulation consistait en l'étalonnement ou la vérification sur le terrain de tous les instruments critiques et des éléments de régulation finale dans chaque boucle. Cet article décrit les méthodes d'étalonnage sur le terrain et les méthodes de vérification utilisées. Les boucles de régulation étudiées comprenaient la commande du recyclage des boues, le débit des boues en excès et l'aération. Les instruments utilisés comprenaient les appareils de mesure du débit liquide, du débit d'air, des matières en suspension, de l'oxygène dissous et plusieurs transmetteurs couramment utilisés.

Description de la station

La station d'épuration de Tillsonburg assure le traitement classique par boues activées des eaux résiduaires urbaines et industrielles de la ville de Tillsonburg, en Ontario. Construite en 1960, l'usine a été agrandie en 1972. Sa capacité a ainsi été doublée pour atteindre 9000 m^3 par jour. Essentiellement, toutes les grandes étapes d'exploitation et la machinerie qui y est associée ont été doublées. La station dispose donc de deux batteries parallèles de dimensions égales appelées ici batterie Nord et batterie Sud. La station a été réaménagée de telle sorte que les deux batteries soient séparées. Chacune de ces batteries comprend un bassin de décantation primaire, deux bassins d'aération en série, un bassin de décantation secondaire et un bassin de chloration par contact. Le système d'aération de chaque batterie de traitement consiste en une soufflerie volumétrique de 45 kW et une autre de 30 kW soufflant dans un diffuseur commun qui se sépare en deux conduites de distribution parallèles de 150 mm (6 po) et de 100 mm (4 po) qui dirigent l'air respectivement vers le bassin d'aération primaire et le bassin d'aération secondaire. Dans la batterie Sud, la régulation du débit et de la distribution de l'air se fait manuellement, tandis que dans la batterie Nord, elle se fait automatiquement. Un schéma de la station est donné à la figure 1 ci-dessous.

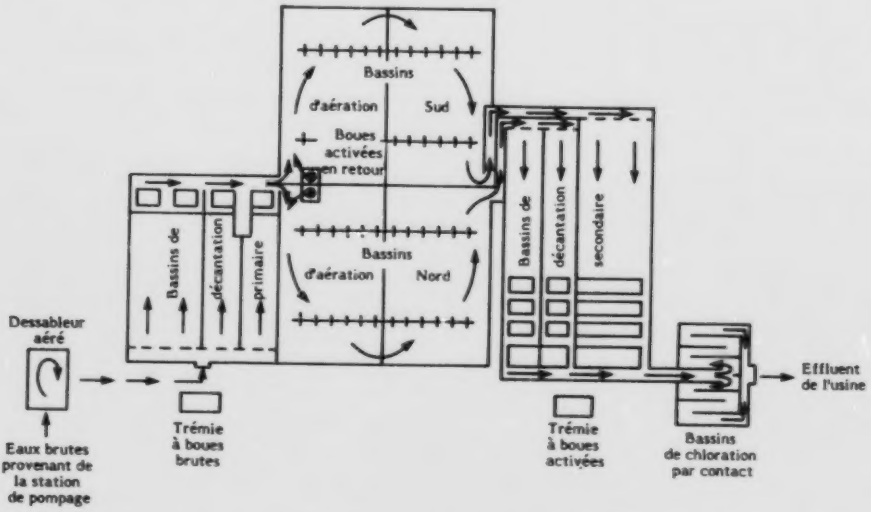

Fig. 1. Schéma de l'aménagement de la station de Tillsonburg (pas à l'échelle)

L'ordinateur choisi pour le contrôle du procédé pendant le projet est un mini-ordinateur Hewlett-Packard (HP) A-600, série 1000, de 1 mégaoctet de mémoire. Cet ordinateur a été choisi sur la base des résultats d'une expérience antérieure menée au Centre technique des eaux usées avec des modèles similaires et à cause de la documentation exhaustive sur les logiciels existants mis au point pour d'autres projets au Centre. L'ordinateur HP 1000 est classé comme un système multi-tâches, multi-usagers en temps réel qui peut effectuer de nombreuses tâches "simultanées" et accueillir plusieurs utilisateurs en même temps. À cause du caractère de recherche des tâches entreprises à la station, le logiciel d'acquisition et de contrôle des données a été mis au point sur place par les programmeurs et les ingénieurs du Centre. Les ensembles de programmes d'acquisition et de contrôle des données les plus courants sur le marché ont été jugés trop limités pour cette application précise.

Des instruments intégrés ont été installés pour contrôler la performance des deux batteries de traitement. Les capteurs fournissaient également les données qui commandaient à l'ordinateur de démarrer les fonctions de régulation automatique. Une liste sommaire des instruments installés est donnée au tableau I. En outre, des relais de détection courants ont été utilisés pour obtenir un feedback positif de l'état de fonctionnement de la pompe-moteur. Les éléments de contrôle final comprenaient des vannes de régulation de la distribution d'air, des commandes de fréquences variables c.a. pour les souffleries et la pompe de recyclage, et des interrupteurs pour démarrer et stopper les pompes, les moteurs et les vannes. Dans le cadre de la mise en service du système de surveillance et de régulation du procédé, tous les capteurs intégrés ont été étalonnés et leur exactitude vérifiée. Nous décrivons dans les paragraphes suivants les méthodes utilisées pour l'étalonnage et la vérification et donnons les résultats obtenus.

Tableau I. Instruments en canalisation à la station de Tillsonburg

Variable	Emplacement	Instrument
OD	Bassins d'aération	Sonde polarographique
Débit	Boues en excès	Débitmètre magnétique
Niveau	Débit, effluent	Capteur capacitif
	Débit, recyclage	Détecteur à ultrasons
	Puits, station de pompage	Appareil à bulles (pression)
Turbidité	Effluent	Turb. à lecture directe
Matières en suspension	MeSLM, BAR, effluent primaire	Sonde optique
Débit d'air	Chaque bassin d'aération	Débitmètre vortex ou à diaphragme
Énergie (watts, vars)	Souffleries	Transducteur
Température	Conduites d'air, MeSLM, air ambiant	Détecteur de temp. à résistance
Pression	Conduites d'air, atmosphère	Transducteur
Humidité	Ambiante	Appareil de mesure H.R.
Courant alternatif (c.a.)	Moteurs (pompes, souffleries)	Relais à contact

Analyse des méthodes d'étalonnage et de vérification des instruments

Mesure des boues recyclées

La première variable intéressante dans le système de régulation du retour des boues est le débit de recyclage lui-même. Le seul point de mesure possible se situait à un déversoir existant, par lequel les boues activées en retour (BAR) sont retournées vers les bassins d'aération. On a mesuré la hauteur du liquide au-dessus du déversoir triangulaire de 90° à l'aide d'un détecteur à ultrasons. Le déversoir lui-même, très petit, avait une courte conduite d'approche, et la turbulence était forte en surface. Cela n'équivaut pas aux conditions "idéales" supposées dans la plupart des équations de déversoir et pourrait avoir limité l'exactitude des mesures du débit. La turbulence de surface a été réduite à un niveau acceptable au moyen d'une chicane placée au-dessus de la conduite d'entrée dans le bassin et en éliminant l'aération des boues en retour. Toutefois, à cause des petites dimensions du déversoir, la vitesse d'entrée des boues était très grande. Il a donc fallu déterminer un certain nombre de débits et de hauteurs de liquide correspondantes pour confirmer l'applicabilité de l'équation de déversement théorique ou pour dériver une meilleure équation.

Plusieurs méthodes sont couramment utilisées pour mesurer les débits. Dans la méthode par dilution, une quantité connue de teinture (ou d'un traceur durable quelconque) est injectée continuellement dans le courant d'eau et les teneurs de l'eau en teinture qui en

résultent sont mesurées après un brassage complet (Turner Designs). La vitesse d'injection de la teinture connue et les concentrations résultantes établies, on peut calculer le débit. La méthode par dilution peut être utilisée dans de nombreuses situations, mais nécessite l'utilisation d'un spectrophotomètre à fluorescence et d'une pompe de mesure très précise. Une autre méthode couramment utilisée pour vérifier les débits est la méthode vider-remplir. Dans cette méthode, le niveau du liquide dans un bassin est mesuré pendant que celui-ci est vidé ou rempli. Le débit équivaut au produit de la vitesse de changement du niveau de l'eau et de la superficie du bassin. Cette méthode peut s'appliquer à de nombreuses stations d'épuration où un réservoir du genre trémie ou un réservoir supplémentaire peuvent être isolés. Il est alors nécessaire d'effectuer un chronométrage exact et une lecture simultanée du débitmètre et de l'appareil de mesure du niveau dans le bassin.

C'est cette dernière méthode qui a été utilisée à la station de Tillsonburg, étant donné qu'il y avait un réservoir convenable. Le concentrateur de BAR a été isolé du décanteur au moyen de vannes à conduites coulissantes (voir figure 2). Le niveau de l'eau dans la trémie était mesuré à l'aide d'un détecteur de niveau à ultrasons monté temporairement au-dessus. Un programme informatique enregistrait automatiquement le niveau des BAR dans la trémie et la hauteur du liquide dans le déversoir toutes les 5 secondes. À la fin d'un essai, les données sur le niveau dans la trémie étaient différenciées numériquement (Hershey *et al.*, 1967), et le débit, calculé. La figure 3 donne une comparaison du débit calculé et du débit mesuré en fonction de l'équation de déversoir idéal.

D'après les résultats d'une série d'essais de soutirage à plusieurs débits différents, il apparaît que la concordance entre les débits mesurés et les débits estimés est bonne. Comme les essais comportaient plusieurs mesures (chacune avec une erreur connexe), on en a conclu que les déversoirs actuels et l'équation théorique du déversoir triangulaire de 90° donnaient des mesures exactes, même en présence de conditions non idéales.

Mesure des boues en excès

Un algorithme du temps de séjour des matières solides (TSMS ou âge des boues) a été appliqué pour évaluer la masse des matières en suspension dans les boues activées afin d'assurer un traitement adéquat. Un des avantages supplémentaires du contrôle précis du temps de séjour des matières solides est que les critères de performance du procédé, comme la nitrification, ont habituellement pu être maintenus avec des boues moins âgées dans la batterie de traitement automatique que dans la batterie à régulation manuelle, ce qui permet de réduire la demande en oxygène et d'économiser l'énergie nécessaire à l'aération, tout en augmentant la production de gaz du digesteur (Stenstrom et Andrews, 1980).

Par définition, l'âge des boues ou le TSMS du système est la masse de matières solides dans le bassin d'aération divisée par la masse de matières solides évacuées, intentionnellement et accidentellement; le TSMS s'exprime habituellement en termes de jours, comme dans l'équation 1.

$$TSMS = \frac{V \cdot MeSLM}{D_E \cdot MeS_E + D_{BE} \cdot MeS_{BAR}} \qquad (1)$$

où
- TSMS : temps de séjour des matières solides
- V : volume des bassins d'aération
- MeSLM : teneur en matières en suspension de la liqueur mixte
- D_E : débit de l'effluent
- MeS_E : teneur en matières en suspension de l'effluent
- D_{BE} : débit des boues en excès évacuées intentionnellement
- MeS_{BAR} : teneur en matières en suspension des boues activées recyclées ou déversées; prévoit le rejet accidentel de boues au cours du recyclage.

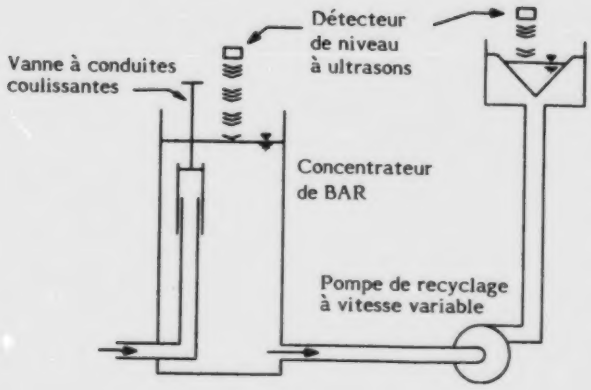

Fig. 2. Schéma de l'appareillage utilisé pour la vérification du débitmètre

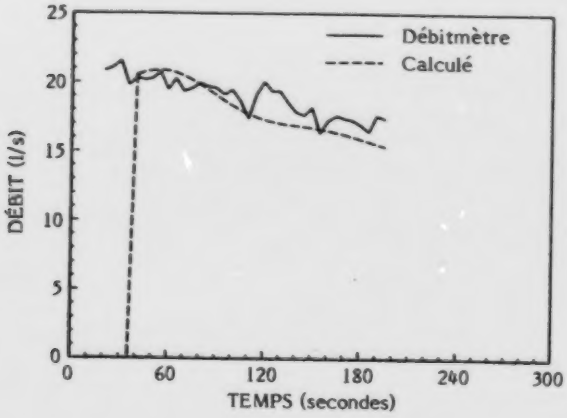

Fig. 3. Résultats de la vérification du débit des BAR

Comme on le voit dans l'équation 1, les variables intéressantes sont la teneur en matières en suspension de la liqueur mixte (pour établir la concentration de matières solides dans le système), les débits de l'effluent et des boues en excès, et les teneurs en matières en suspension de l'effluent et des boues en excès. À la station de Tillsonburg, les débits de l'effluent des batteries Sud et Nord sont mesurés respectivement au moyen d'un déversoir rectangulaire et d'un canal Parshall. L'étalonnage de ces appareils a été fait normalement et ne sera pas analysé plus avant. Comme la teneur en matières solides de l'effluent est habituellement plutôt faible (< 10 mg/l), ce terme de l'équation est peu élevé. Cette teneur a donc eu un impact limité sur l'appareil de régulation de l'évacuation des boues et, bien qu'elle ait été incluse pour assurer l'exactitude de l'essai, elle ne fera pas l'objet d'une analyse détaillée ici. Par conséquent, les principales mesures qui nous intéressent sont celles du débit des boues évacuées, de la teneur en matières en suspension des boues évacuées et de la teneur en matières en suspension de la liqueur mixte.

Le débit des boues évacuées dans les deux batteries a été mesuré à l'aide de débitmètres magnétiques à courant alternatif. Ces débitmètres de marques différentes étaient âgés de plus de 10 ans et n'ont été utilisés que parce qu'ils se trouvaient sur place. À cause de leur âge, les deux appareils ont été retournés aux fabricants pour vérification et étalonnage avant leur installation à la station. Une fois en place, les deux appareils ont été testés sur le terrain à l'aide de la même technique de soutirage utilisée pour confirmer les mesures du débit de recyclage.

La figure 4a montre les résultats tout à fait acceptables obtenus pour le débitmètre des boues évacuées de la batterie à régulation automatique. Toutefois, on relève un écart d'environ 15 p. 100 entre les lectures du débitmètre et le débit calculé pour la batterie à régulation manuelle (figure 4b). D'autres essais effectués au Centre technique des eaux usées ont montré que cette erreur provenait des variations du voltage dans la station.

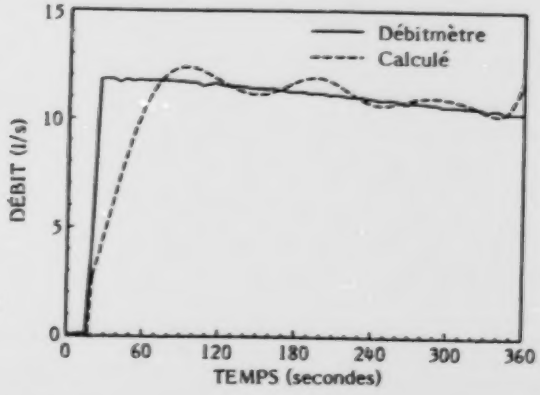

Fig. 4a. Résultats de la vérification du débitmètre magnétique des boues activées évacuées de la batterie Nord

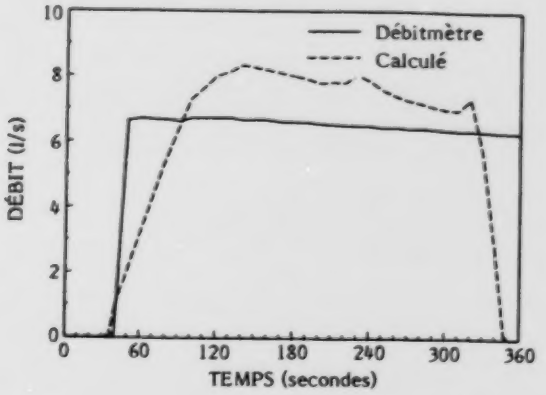

Fig. 4b. Résultats de la vérification du débitmètre magnétique des boues activées évacuées de la batterie Sud

Lorsque la tension d'alimentation dépassait 120 V c.a., la lecture du débitmètre à débit constant baissait. Comme la tension d'alimentation électrique à la station de Tillsonburg varie fréquemment dans la gamme 115-135 V c.a., il a été plus simple de remplacer le débitmètre par un nouveau débitmètre magnétique à courant continu, plutôt que d'essayer de régler la tension d'alimentation. Si cette erreur n'avait pas été décelée, l'opérateur aurait pu, par exemple, pour un ensemble donné de conditions d'exploitation, maintenir sans le savoir un temps de séjour des matières solides de 5,3 jours au lieu de 6 jours.

Les autres variables intéressantes dans la boucle de régulation des boues en excès sont les teneurs en matières en suspension de la liqueur mixte et des boues activées en retour. Ces deux paramètres ont été mesurés à l'aide d'un instrument de lecture optique de la turbidité. Comme tous les autres instruments intégrés utilisés dans ce projet, ils ont d'abord été étalonnés en comparant la mesure de l'instrument lue par l'ordinateur en millivolts (mV) aux valeurs de référence d'un certain nombre d'échantillons. Les paires de données consistant en une lecture de référence et une mesure numérique correspondante du turbidimètre ont été recueillies pour toute la gamme de mesure de l'instrument. Ces paires de données ont été reportées sur un graphique afin de déterminer le rapport entre les lectures de l'instrument et les valeurs de référence. Lorsque les valeurs numériques variaient de façon linéaire par rapport aux valeurs de référence, une équation d'étalonnage basée sur une régression linéaire simple a été utilisée pour convertir les signaux de l'instrument en valeurs de conception dans le logiciel d'acquisition des données. Lorsque le rapport n'était pas linéaire, une courbe ou une combinaison de lignes et de courbes ont été ajustées aux données. Les détails de cette méthode sont donnés dans Speirs *et al.* (1982).

Typiquement, pour les instruments d'analyse des boues, le rapport était linéaire. Une fois un instrument étalonné, les ajustements du transmetteur (valeur maximale et zéro) ont rarement été touchés. Les changements dans l'étalonnage vrai, attribuables aux variations des caractéristiques des boues, ont été traités dans le logiciel d'acquisition de données en établissant de nouveaux paramètres pour l'équation développée pour le modèle, comme on l'a décrit ci-dessus. Cette méthode comporte un autre avantage du fait que le matériel n'est pas ajusté manuellement et que les changements dans l'étalonnage peuvent être repérés et utilisés comme indices de l'intégrité à long terme de l'instrument.

Comme l'étalonnage complet des instruments nécessite beaucoup de temps, on n'y a procédé que lorsque les analyses gravimétriques périodiques des échantillons instantanés révélaient un écart persistant par rapport aux données de sortie de l'appareil. Pour donner une idée plus constante de la conformité des résultats, une méthode a été mise au point afin de comparer la teneur mesurée en matières en suspension de la liqueur mixte à une teneur prévue, et déterminer quand procéder à un nouvel étalonnage. La valeur prévue était estimée à partir d'un bilan massique autour des bassins d'aération, établi à l'aide de mesures intégrées du débit des eaux d'entrée, du débit de recyclage et de la concentration des boues activées en retour.

En présence de conditions normales, les valeurs mesurées et les valeurs prévues concordaient bien. Toutefois, une divergence des valeurs a révélé qu'une ou plusieurs des variables utilisées dans l'équation de bilan massique posaient un problème. Habituellement, la divergence provenait de l'étalonnage inadéquat d'un des appareils de mesure des matières en suspension. La figure 5 illustre ce type de problème occasionné par un défaut dans l'alimentation électrique d'un appareil de mesure de matières en suspension dans les BAR.

Il est important de noter que l'information que permettent de recueillir ces méthodes de mesure en canalisation, bien qu'elle puisse faciliter la tâche de l'opérateur, doit être utilisée conjointement à d'autres vérifications de conformité. Il se pourrait fort bien que, dans la méthode décrite ci-dessus, les imprécisions de plus d'un appareil se compensent l'une l'autre et ne paraissent pas dans l'équation du bilan massique utilisée pour la prévision. Toutefois, lorsque l'on vérifie périodiquement les données des instruments intégrés en les comparant à des déterminations de référence non intégrées, ces méthodes

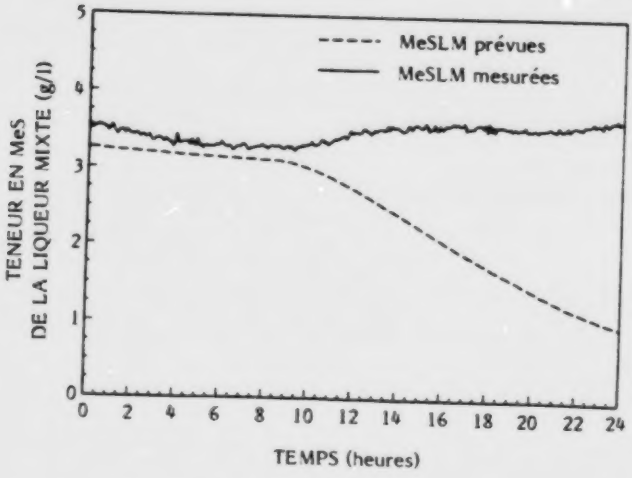

Fig. 5. Défectuosité d'un instrument détectée par la comparaison des données prévues et des données mesurées pour les MeSLM

constituent un outil précieux. À la station d'épuration de Tillsonburg, l'utilisation de deux appareils de mesure des matières solides, chacun mesurant dans une gamme différente, parallèlement au bilan massique, a permis de déceler la plupart des ennuis. D'autres méthodes faisant appel à des modèles hydrauliques et de décantation pour comparer les valeurs mesurées et les valeurs prévues des débits des liquides et des matières en suspension, et à des paramètres de performance d'un décanteur pour déceler les problèmes d'instrumentation ou les changements dans les conditions d'exploitation d'une station d'épuration, sont présentées dans Olsson *et al.* (1984).

Dosage de l'oxygène dissous

Le principal objectif du projet de Tillsonburg était de démontrer que la régulation automatique de la teneur en oxygène dissous (OD) des boues dans les deux bassins d'aération de la batterie Nord de la station était efficace et permettait de réduire la consommation d'électricité nécessaire à l'aération. Le système de régulation, qui comprenait un certain nombre de boucles de régulation par rétroaction en cascade et plusieurs programmes d'optimisation, a été décrit en détail ailleurs (Speirs *et al.*, 1985). Les principales mesures portent sur l'OD, sur le débit de l'air, ainsi que sur la température et la pression des distributeurs d'air. Les mesures de la température et de la pression ne sont pas analysées ici.

Des sondes polarographiques ont été utilisées pour mesurer l'OD. Ces sondes étaient équipées d'une cellule de mesure jetable et facilement remplaçable. Chaque sonde était montée dans un flotteur circulaire de façon que la membrane de la cellule électrochimique se trouve de niveau avec la surface. De cette façon, les poils, les cheveux et les vieux chiffons s'y accrochaient moins, et la vitesse d'écoulement de l'eau à la surface de la membrane augmentait, minimisant ainsi l'encrassement de la cellule.

Pour évaluer la performance de la sonde, on a d'abord étudié la linéarité des résultats en comparant les données de l'oxygénomètre aux lectures d'un mesureur de la teneur en OD

étalonné de la Yellow Springs Instrument Company (YSI) qui servait de référence. À l'aide de cette méthode, on a établi que la sonde donnait des résultats linéaires pour toute la gamme de mesures et qu'une détermination en deux points était suffisante pour la plupart des étalonnages.

Le réglage (valeur maximale et zéro) des oxygénomètres n'a pas été changé une fois une gamme de mesures acceptable établie. Les changements dans l'étalonnage étaient effectués uniquement en modifiant les paramètres de conversion du logiciel. Par conséquent, la stabilité à long terme des oxygénomètres pouvait être vérifiée en surveillant les changements des paramètres de l'équation d'étalonnage dans le temps.

La figure 6 illustre la stabilité de l'oxygénomètre, telle qu'elle a été déterminée par sept vérifications d'étalonnage sur une période de 20 mois. Graphiquement, il semble que l'étalonnage périodique des instruments de mesure révèle une constance dans la performance de l'appareil. Numériquement, l'équation d'étalonnage initiale, formulée le 16 novembre 1983, a servi à établir que, pour des lectures de référence sur le mesureur YSI de 2,0 et 6,0 mg/l, les résultats correspondants de l'oxygénomètre, transmis en mV à l'ordinateur, étaient respectivement de 3079 et 5092. Pour chacune des équations d'étalonnage déterminées par la suite, la figure 7 donne les lectures du mesureur YSI qui correspondent aux résultats de 3079 et 5092 mV donnés par l'oxygénomètre. Une concordance parfaite, c'est-à-dire une lecture de référence sur le mesureur YSI de 2,0 et 6,0 mg/l correspondant à des lectures de 3079 et 5092 mV pour chaque étalonnage sur toute la période de 20 mois, signifie que les résultats obtenus avec l'oxygénomètre sur le terrain n'ont pas changé. Comme on le voit à la figure 7, la performance de l'oxygénomètre sur le terrain a été très constante dans le temps, étant donné que les valeurs YSI correspondant aux sorties de 3079 et 5092 mV ne variaient pas de plus de 0,5 mg/l approximativement par rapport aux valeurs initiales d'étalonnage. Ces résultats sont particulièrement impressionnants, parce que les étalonnages individuels ont été effectués dans des conditions saisonnières variables, par des personnes différentes, utilisant diverses méthodes d'étalonnage pour les eaux usées, les eaux propres, les eaux saturées d'air et l'air saturé. En outre, le nombre de points de données, utilisés pour établir l'équation d'étalonnage dans les sept cas, variait de 2 à 23. Dans l'ensemble, la performance et la fiabilité du système de surveillance de l'OD ont été excellentes.

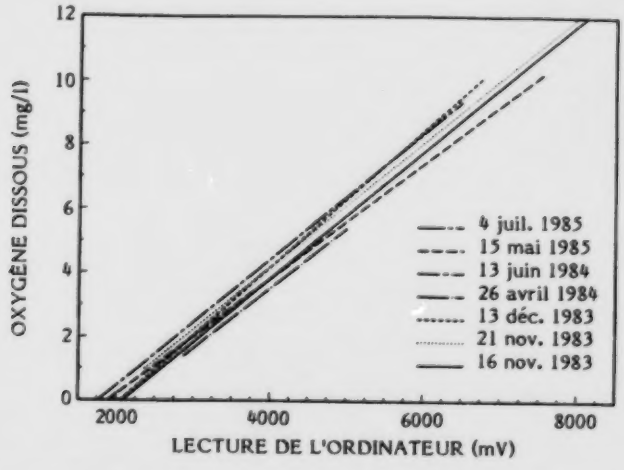

Fig. 6. Données d'étalonnage de l'oxygénomètre sur une période de 20 mois

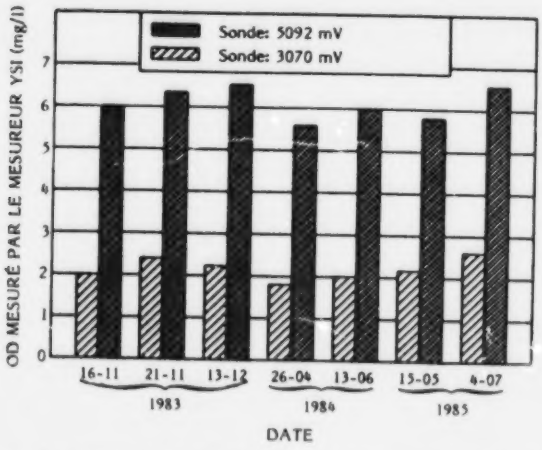

Fig. 7. Performance de l'oxygénomètre sur une période de 20 mois

Mesure du débit de l'air

Au début, la mesure du débit de l'air était effectuée au moyen de débitmètres à vortex. Ces appareils ont été choisis pour le projet en grandeur réelle parce qu'ils ne nécessitent qu'une faible perte de charge et qu'ils avaient déjà été utilisés avec succès dans un système de distribution d'air volumétrique à soufflerie, identique mais plus petit, dans une station de traitement par boues activées expérimentale au CTEU. Le fabricant a effectué des essais en conditions humides pour chaque débitmètre. Des vérifications ont été faites sur le terrain en insufflant tout l'air d'une soufflerie dans chaque débitmètre et en comparant les lectures obtenues au débit d'air calculé à partir des courbes de performance établies par le fabricant. En faisant varier la vitesse des souffleries, toute la portée du débitmètre a pu être testée.

La figure 8a donne les résultats obtenus pour un des débitmètres à vortex de 100 mm avec la soufflerie de 30 kW. Tous les débits sont donnés en litres réels par seconde à la pression et à la température du débitmètre. La ligne tiretée du graphique représente la concordance parfaite entre les débits mesurés et les débits calculés pour la gamme d'exploitation prévue du débitmètre. Les données révèlent une très bonne corrélation entre les valeurs, particulièrement si l'on tient compte du fait que les débits calculés comportaient 4 mesures (température ambiante, vitesse de la soufflerie, température de l'air et pression de l'air) ainsi que l'interpolation des courbes de performance de la soufflerie.

Les résultats des essais de vérification du débitmètre à vortex de 150 mm de la batterie Nord sont donnés à la figure 8b. Encore une fois, la ligne tiretée représente la concordance parfaite entre les valeurs calculées et les valeurs mesurées et couvre toute la gamme d'exploitation prévue du débitmètre. D'importants écarts ont été relevés entre les valeurs calculées et les valeurs mesurées aux débits les plus faibles de la soufflerie de 30 kW. En fait, à environ 125 litres par seconde, le débitmètre à vortex ne donnait aucune réponse.

Le problème a été étudié sur une longue période. Le fabricant a fourni une unité supplémentaire complète de capteurs et d'alimentation en énergie pour déceler d'éventuels problèmes de mise à la terre. Les débitmètres et les transmetteurs de la batterie Nord, qui ne fonctionnaient jamais, et ceux de la batterie Sud, qui fonctionnaient parfois, ont été interchangés. Pour déceler un éventuel problème de mise à la terre, on a

utilisé une pile de 24 volts pour l'alimentation en énergie. Aucune des mesures correctives n'a permis d'obtenir une meilleure performance dans la batterie Nord. Finalement, on en a conclu que, pour cette application particulière, l'interaction entre l'alimention en air pulsé fourni par la soufflerie volumétrique de 30 kW et la sonde de mesure à vortex rendait le débitmètre à vortex de 150 mm non fiable.

Ce problème n'est apparu ni dans la batterie Nord ni dans la batterie Sud lorsque l'on a utilisé la plus grosse soufflerie de 45 kW qui fonctionnait à une vitesse inférieure et qui distribuait un flux d'air plus abondant à une fréquence différente. En outre, les débitmètres de la batterie Nord étaient situés beaucoup plus près des souffleries que ceux de la batterie Sud. On a postulé que cela a donné des degrés "d'atténuation" différents pour l'arrivée d'air pulsé dans la conduite de distribution.

Comme solution de remplacement aux débitmètres à vortex, des débitmètres à diaphragme ont été testés. Les résultats de ces essais dans la conduite de 150 mm de la batterie Nord ont été tout à fait impressionnants (figure 8c) pour les faibles vitesses d'écoulement d'air fournies par la soufflerie de 30 kW. Dans le cas de la soufflerie de 45 kW, le débit d'air mesuré dépassait le débit d'air estimé à partir des courbes de la soufflerie, ce qui était cohérent avec les résultats obtenus à l'aide du débitmètre à vortex. Cela pourrait être dû au fait que la soufflerie de 45 kW fonctionnait à un régime inférieur à celui recommandé par le fabricant et, par conséquent, qu'il fallait extrapoler les courbes de la soufflerie en dessous des limites fournies par le fabricant. La concordance était plus grande lorsque les débits d'air se situaient dans la gamme d'exploitation normale de la soufflerie. Par conséquent, on a conclu que la mesure du débit de l'air fournie par les débitmètres à diaphragme était exacte.

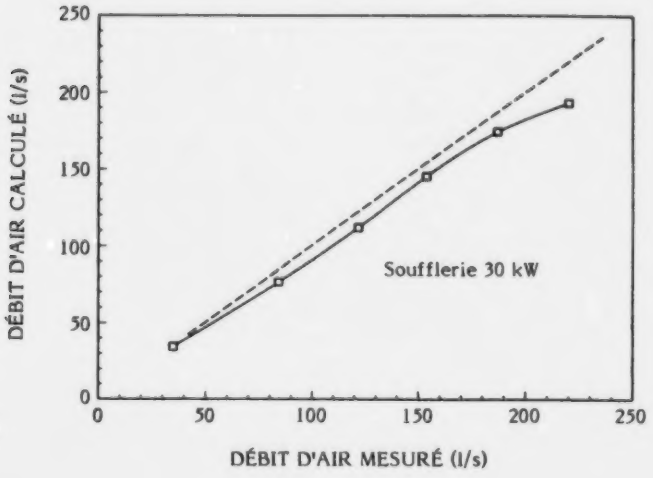

Fig. 8a. Résultats de la vérification du débitmètre à vortex de 100 mm de la soufflerie de la batterie Sud

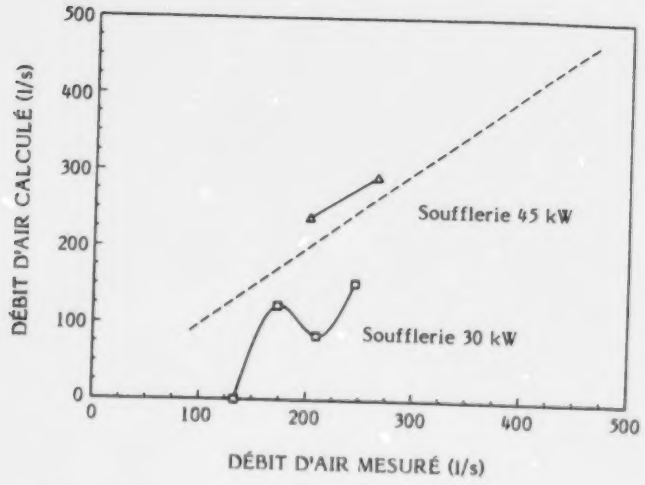

Fig. 8b. Résultats de la vérification du débitmètre à vortex de 150 mm de la soufflerie de la batterie Nord

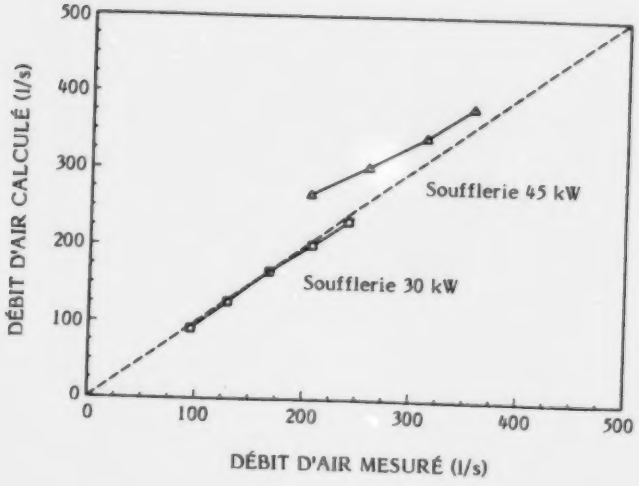

Fig. 8c. Vérification du diaphragme de 150 mm pour la mesure du débit de l'air

Résumé

L'expérience acquise pendant la période de démarrage du projet de démonstration à la station de Tillsonburg a confirmé qu'il était nécessaire de vérifier l'exactitude des instruments intégrés installés dans les stations d'épuration. La plupart des instruments, y compris ceux qui ont été achetés récemment, doivent être étalonnés sur le terrain pour donner des résultats exacts. En outre, il est apparu que plusieurs instruments ne fonctionnent pas conformément aux spécifications écrites du fabricant.

Dans le cas des débitmètres magnétiques utilisés dans la conduite de boues en retour, les variations de la tension d'alimentation en courant alternatif à la station de Tillsonburg ont eu une grande influence sur la performance de l'un des appareils. Dans le cas des débitmètres à vortex utilisés pour mesurer le débit de l'air, bien qu'ils aient fonctionné avec succès pour une application identique mais de moins grande envergure au CTEU, l'appareil utilisé à Tillsonburg s'est révélé incapable de donner des mesures stables et exactes dans certaines conditions après des vérifications poussées sur le terrain.

Comme le montrent ces exemples, il est tout à fait inacceptable de se fier entièrement aux mesures obtenues au moyen de capteurs intégrés qui n'ont pas été vérifiés. Fréquemment, les spécifications fournies par les fabricants des instruments découlent d'étalonnages "électroniques" qui ne vérifient que l'intégrité des caractéristiques électroniques du transmetteur. Même lorsque l'instrument a été entièrement testé en laboratoire ou en usine, il faut toujours en vérifier l'exactitude une fois installé dans la station et relié à un ordinateur ou à un panneau de commande. Ce n'est que lorsque tous les éléments de la boucle de surveillance et de régulation sont reliés au capteur que l'utilisateur peut être sûr que le système est vérifié en fonction des conditions réelles qui règnent dans la station d'épuration.

En plus de devoir être étalonnés et vérifiés au moment de leur installation, tous les instruments doivent faire l'objet d'un étalonnage périodique et d'un entretien régulier. Les méthodes d'entretien consistent habituellement en un mélange des recommandations fournies par le fabricant des instruments et de l'expérience de l'utilisateur avec l'appareil en question. La plupart des méthodes d'étalonnement sur le terrain sont propres à un endroit et doivent être soigneusement étudiées avant d'être appliquées. L'installation d'un capteur intégré doit faciliter l'entretien et les étalonnages subséquents. De nombreux instruments finissent par tomber en panne simplement parce qu'il est impossible d'en assurer l'entretien ou de les réétalonner sans fermer une partie de la station pour les démonter.

Enfin, la puissance de calcul de l'ordinateur peut aider à vérifier les mesures obtenues par les capteurs intégrés. Comme nous l'avons vu, les mesures des teneurs en matières solides, effectuées par les capteurs, ont été vérifiées en comparant les valeurs mesurées aux valeurs prévues établies à partir d'un bilan massique. De la même façon, la modélisation du procédé permet de vérifier la conformité de l'instrumentation et des indicateurs de performance du procédé.

Remerciements

Cette étude a reçu un appui financier d'Environnement Canada et du Bureau de recherche et développement énergétiques - Énergie, Mines et Ressources Canada. Nous désirons également remercier le ministère ontarien de l'Environnement et le personnel de la station d'épuration de Tillsonburg pour leur coopération et pour nous avoir laissé utiliser leurs installations. Parmi les autres personnes qui ont apporté une contribution précieuse à notre étude, mentionnons les suivantes : J. Stephenson, Canviro Consultants, Ltd. et D. Chapman, E. Luxon, J. Matthews, D. Rupke, G. Ward, R. Gillespie et M. Yendt du Centre technique des eaux usées.

Robert D. Hill est ingénieur des systèmes de contrôle au Metropolitan Denver Sewage Disposal District No. I à Denver, au Colorado. Au moment de l'étude, M. Hill était

professeur adjoint invité au Département de génie civil et de mécanique et génie à l'Université McMaster à Hamilton (Ontario), Canada.

Références

1. Hershey, H.C., J.L. Zakin et R. Simha (1967). Numerical Differentiation of Equally Spaced and not Equally Spaced Experimental Data. *I&EC Fundamentals*, *6* (3): 413-421.

2. Olsson, G., J. Stephenson et D. Chapman (1984). Hydraulic Shocks and Their Impact on Secondary Settler Performance, présenté à la 57e Conférence annuelle de la WPCF, 1-4 octobre 1984, New Orleans, Louisiane, É.-U.

3. Speirs, G., D. Chapman, E. Luxon et J. Matthews (1982). The Calibration and Evaluation of Dissolved Oxygen Sensors in an Activated Sludge Plant. *Water Pollution Research Journal of Canada*, *17*: 117-133.

4. Speirs, G.W. et J.P. Stephenson (1985). Operational Audit Assists Plant Selection for Demonstration of Energy Savings and Improved Control. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Proceedings of the 4th IAWPRC Workshop, Houston and Denver, U.S.A., 27 avril-4 mai, 1985, Pergamon Press, Toronto, 457-464.

5. Speirs, G.W., R.D. Hill et P.J. Laughton (1985). Wastewater Plant Selection and Refit for Demonstration of Direct Computer Control - the Tillsonburg, Ontario experience. Proceedings of a Seminar on Instrumentation and Control Systems in Wastewater Treatment Plants, Pollution Control Association of Ontario, Burlington (Ontario), 6 mars 1985.

6. Stenstrom, M.K. et J.F. Andrews (1980). Cost Interactions in Activated Sludge Systems. J. Sanit, Eng. Div., Pro. Am. Soc. Civ. Eng. ASCE, EE4, 787-796.

7. Turner Designs, Flow Measurements in Sanitary Sewers by Dye Dilution. Turner Designs, 2247A Old Middlefield Way, Mountain View, Californie.

LE RECOURS À LA VÉRIFICATION OPÉRATIONNELLE DANS LE CHOIX D'UNE STATION DESTINÉE À LA DÉMONSTRATION DES ÉCONOMIES D'ÉNERGIE ET D'UN CONTRÔLE AMÉLIORÉ

G.W. Speirs* et J.P. Stephenson**

*Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

**Canviro Consultants Ltd.,
178 Louisa Street, Kitchener (Ontario) N2H 5M5

Résumé

Une vérification opérationnelle sur micro-ordinateur en temps réel a servi à choisir une station de traitement par boues activées pour la démonstration en grandeur réelle des avantages que peuvent apporter l'utilisation d'une instrumentation intégrée et l'automatisation de la régulation. Des informations sur la performance du système d'aération et les caractéristiques hydrauliques des stations ont été recueillies afin d'évaluer la conformité des stations retenues pour l'étude. Les données dynamiques obtenues révèlent qu'une régulation continue de l'oxygène dissous permettrait de réaliser des économies importantes. La station proposée a été choisie pour le projet de démonstration en grandeur réelle.

Mots clés

Épuration; régulation du procédé; exploitation de la station; aération; caractéristiques hydrauliques; instrumentation; ordinateur; surveillance.

Introduction

En 1983, le Centre technique des eaux usées (CTEU) d'Environnement Canada commençait une étude dans le but de choisir une station de traitement par boues activées en grandeur réelle où démontrer que la régulation automatisée des procédés d'une station permet d'en améliorer l'exploitation. L'un des principaux objectifs de l'étude était de démontrer que la régulation permet de réaliser des économies d'énergie. Le gros des efforts devait donc porter sur le procédé d'aération et la régulation de l'oxygène dissous (OD), étant donné que ce sont en général ces procédés qui consomment le plus d'énergie dans le procédé de traitement des eaux usées. La régulation automatique de l'aération n'a été tentée que dans très peu de stations au Canada; les économies réalisables ont donc rarement été démontrées et les instruments nécessaires, peu souvent utilisés. Dans une station existante, il est possible d'évaluer ou de vérifier la performance réelle afin de déterminer si la régulation en rétroaction offre des avantages. Une vérification soigneuse pourrait, et cela est encore plus important, fournir une base de données à partir de laquelle concevoir le réaménagement électro-mécanique de la station, qui permette de corriger le dimensionnement du matériel (p. ex., moteurs, souffleries, vannes de régulation) en fonction de la régulation. L'expérience a montré que l'échantillonnage et l'analyse de type classique d'une station donnaient des informations insuffisantes pour juger de la performance d'une station en exploitation ou pour concevoir un réaménagement en vue de l'application de la régulation. Par conséquent, le CTEU a jugé qu'une évaluation faite sur place nécessitait l'acquisition de données d'exploitation dynamiques, notamment en ce qui a trait à la charge hydraulique et à la teneur en OD pour évaluer les variations de la charge de la station et de la capacité d'oxygénation du système. Le présent exposé porte sur les méthodes utilisées pour évaluer le procédé d'aération d'une station, sur l'utilisation des données dans l'évaluation des économies d'énergie potentielles qu'offre la régulation automatique et sur l'importance des données dynamiques pour la conception du réaménagement d'une station.

Description de la station

Pour les fins de la démonstration, il fallait trouver une station d'épuration possédant au moins deux batteries de traitement parallèles - une batterie à régulation automatique et une batterie à régulation manuelle. La station de Tillsonburg en Ontario a été l'une des candidates choisies afin de déterminer si elle pouvait convenir à l'application d'une régulation axée sur l'économie d'énergie. Bien que plus petite (9×10^3 $m^3 . d^{-1}$) que ce qui était prévu au départ, la station offrait des caractéristiques hydrauliques et une configuration d'alimentation en air qui permettaient d'aménager facilement deux batteries parallèles. La station possédait en effet deux lignes d'aération parallèles (Nord et Sud) alimentant chacune deux bassins d'aération en série. Un distributeur d'air commun de 0,30 m de diamètre alimentait les deux batteries. Deux souffleries volumétriques de 45 kW et deux autres de 30 kW pouvaient alimenter ce distributeur commun. En aménageant ces souffleries par paires consistant chacune en une soufflerie de 30 kW et en une autre de 45 kW et alimentant deux distributeurs distincts, la station semblait pouvoir se prêter à la régulation. Chaque paire de souffleries pouvait ainsi être associée à une batterie - Nord ou Sud - la batterie Nord étant à régulation automatique et la batterie Sud à régulation manuelle aux fins de la comparaison. La station comportait également des décanteurs secondaires et des ouvrages de mesure du débit de l'effluent distincts pour chaque batterie. Ainsi, l'inventaire des matières biologiques pouvait être contrôlé indépendamment dans chaque batterie. Chaque batterie d'aération-décanteur secondaire était alimentée avec des eaux identiques, étant donné que les eaux étaient divisées à l'entrée des bassins d'aération.

Matériel et méthodes

Micro-ordinateur et algorithmes de saisie des données

Un micro-ordinateur Apple II Plus avec horloge en temps réel et capacité de conversion analogique-numérique a servi à saisir les données en canalisation. Les périphériques incluaient une imprimante thermique, un traceur, un moniteur monochrome et deux unités de disquettes de 5 1/4 po. L'algorithme de saisie des données mis au point au Danish Water Quality Institute (VKI) et au CTEU était rédigé en Pascal. Les signaux des instruments intégrés étaient échantillonnés toutes les 10 secondes, et les données apparaissaient sur le moniteur. À des intervalles de 6 minutes, les données étaient enregistrées sur disquette. Les données stockées étaient tracées chaque jour. Les coefficients globaux du transfert de masse de l'oxygène ont été déterminés en canalisation à l'aide d'un algorithme BASIC. Ces coefficients ont été mesurés en fonction de puissances de soufflerie de 30 kW et de 75 kW en mode de ré-aération en régime non permanent (Howell *et al.*, 1984) pour analyser les données sur l'oxygène dissous (OD) recueillies à des intervalles de 90 secondes après chaque changement progressif connu dans la puissance de la soufflerie.

Mesure de la teneur en oxygène dissous

Les mesureurs de la teneur en OD du laboratoire YSI ont été utilisés dans chacun des quatre bassins d'aération. Les sondes à OD ont été placées à mi-profondeur, à un tiers de la longueur pour chaque premier passage et à deux tiers de la longueur pour les deuxièmes passages. Le conditionnement, l'isolation et l'amplification du signal de sortie se faisaient à chaque transmetteur YSI à l'aide d'émetteurs isolation-conversion du signal distincts de 4 à 20 mA de sortie. Pour assurer un bon rendement d'ensemble, il a fallu vérifier en détail l'installation, la mise à la terre et l'alimentation en électricité de l'appareil. Les sondes ont été étalonnées à des intervalles d'environ une semaine. Les instruments ont rarement nécessité des ajustements de plus de 0,3 mg/l.

Mesure du niveau et du débit

Les effluents des décanteurs secondaires des batteries Nord et Sud se déversaient respectivement par un canal Parshall et par un déversoir rectangulaire. Des sondes

capacitives ont été utilisées pour mesurer le niveau des liquides dans chaque ouvrage. Le micro-ordinateur calculait et enregistrait les débits volumétriques. Un troisième détecteur de niveau a été installé dans le dessableur pour surveiller les perturbations hydrauliques d'entrée créées par la station de pompage située en amont.

Résultats et analyse

Les mesures hydrauliques ont révélé que la batterie Nord recevait environ 20 p. 100 plus d'eau que la batterie Sud sur une période de 24 heures (figure 1). Sur une période plus courte, le débit d'entrée au dessableur oscillait rapidement entre 0 et une valeur maximale à cause du fonctionnement intermittent de la station de pompage (figure 2). Les caractéristiques hydrauliques de la station atténuaient efficacement cette oscillation rapide à l'entrée avant qu'elle atteigne les instruments mesurant l'effluent. Ces données montrent qu'il faut équilibrer le débit et donnent certaines indications pour améliorer la conception des stations de pompage et la régulation de la station.

La surveillance continue en canalisation de l'OD dans les bassins d'aération a donné quelques résultats intéressants. La station fonctionnait en effet avec une soufflerie de 45 kW, et l'air était distribué à peu près également dans les quatre bassins au début de l'étude. La teneur en OD est apparue essentiellement égale à 0 pendant la majeure partie de la journée (figure 3a). Les deux diagrammes de gauche de la figure 3 représentent le premier passage de chaque batterie, tandis que les diagrammes de droite représentent le deuxième passage. Il ressort qu'avec une telle configuration d'exploitation, la charge dans les deux premiers passages dépassait la capacité d'oxygénation. Comme l'élimination de la DBO se faisait surtout dans les premiers passages, les teneurs en OD dans les deuxièmes passages étaient supérieures pendant de plus longues périodes, mais sans qu'il reste d'oxygène dissous résiduel, sauf aux charges minimales.

Pendant tout ce temps, la qualité visuelle de l'effluent de la station était excellente. Après coup, il semble que la nitrification assurait la régulation de l'OD dans ces conditions. Les dossiers d'exploitation de la station indiquent qu'il y avait nitrification partielle, probablement proportionnelle au transfert de l'oxygène dans le système, c'est-à-dire que la nitrification était limitée selon l'apport d'oxygène aux charges organiques de pointe.

Il a donc fallu effectuer des mesures directes de l'OD en tout temps pour recueillir les données de vérification nécessaires. Par conséquent, la puissance des souffleries a été augmentée à 75 kW, en mettant en service une des souffleries de 30 kW. Ce changement a immédiatement entraîné une augmentation de l'OD dans tous les bassins pendant la période de charge hors pointe. La teneur en OD était plus élevée pendant plus longtemps dans les deuxièmes passages que dans les premiers. Toutefois, elle était nulle pendant des périodes prolongées de la journée, même avec une puissance de soufflerie de 75 kW (figure 3b). La soufflerie de 30 kW a été fermée après que l'on se soit rendu compte que la puissance accrue ne pouvait à elle seule permettre d'atteindre le profil d'oxygène dissous désiré (à 12 h).

Après les essais à 75 kW, l'écoulement de l'air a été redistribué, quand on a constaté que les deuxièmes passages avaient besoin de moins d'air que les premiers. L'écoulement de l'air dans les deuxièmes passages a donc été réduit de façon à n'y assurer que le brassage et à alimenter davantage les premiers passages. En utilisant une puissance de soufflerie de 75 kW, on a obtenu les résultats qui apparaissent à la figure 4. Malgré les grandes variations dynamiques de l'OD, jamais la teneur n'a été nulle. On savait que la nitrification était complète dans ces conditions.

On a mesuré le coefficient global de transfert de masse de l'oxygène, $\alpha K_L a$, pour des puissances totales de souffleries de 30 kW et de 75 kW (tableau 1). La distribution de l'air était la même que celle utilisée pour les résultats de la figure 4.

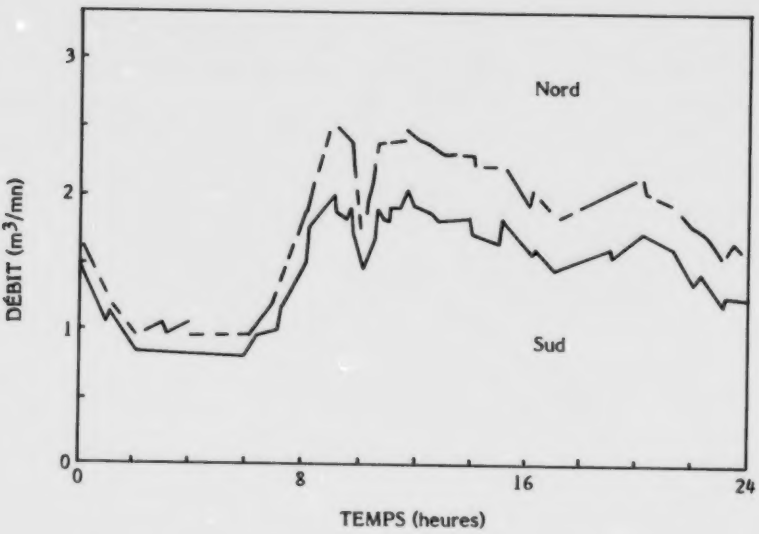

Fig. 1. Mesure du débit diurne dans les batteries parallèles

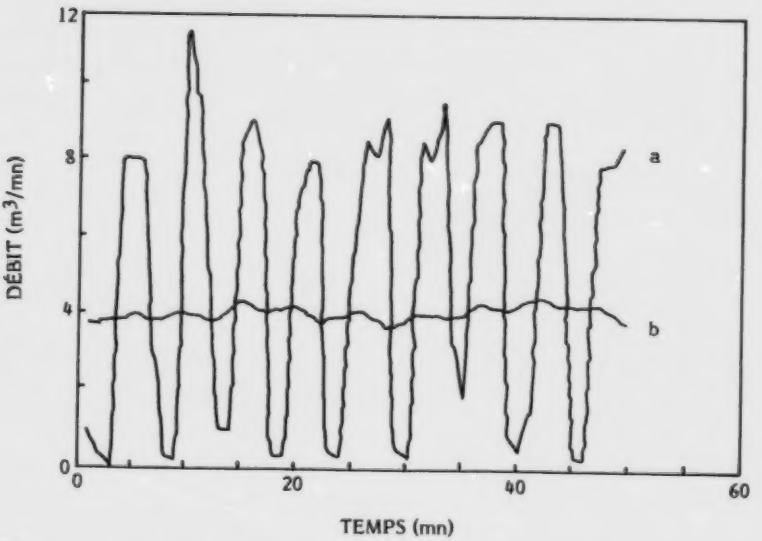

Fig. 2. Modes d'écoulement hydraulique des eaux d'entrée (a) et de sortie (b)

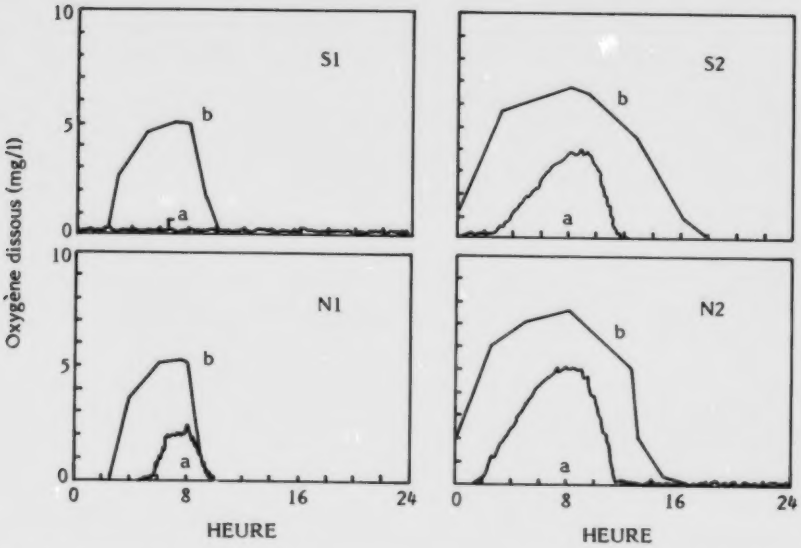

Fig. 3. Teneur en oxygène dissous avec la soufflerie de 45 kW (a), celle de 75 kW (b) et la distribution d'air originale

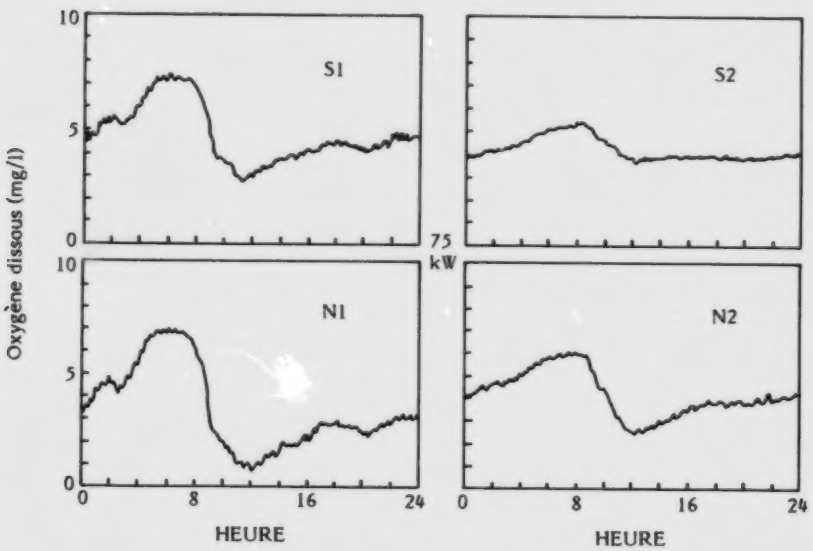

Fig. 4. Teneur en oxygène dissous avec la soufflerie de 75 kW et la redistribution de l'écoulement de l'air

Tableau 1. Coefficient global de transfert de masse d'oxygène, $\alpha K_L a$

Puissance totale de soufflerie (kW)	Bassin d'aération			
	Sud 1 (h^{-1})	Nord 1 (h^{-1})	Sud 2 (h^{-1})	Nord 2 (h^{-1})
30	1,15	1,38	1,48	0,44
30	1,39	1,17	-	0,64
75	3,18	2,81	1,68	1,25
75	4,22	3,26	1,48	0,89
75	4,11	4,54	1,40	2,24

Pour chaque bassin, on a supposé que le rapport entre $\alpha K_L a$ et la puissance maximale était linéaire et passait par l'origine. On s'est servi d'une analyse des moindres carrés pour définir cette relation. Par exemple, dans le bassin Sud 1:

$$\alpha K_L a = 0{,}05030 \text{ (puissance de soufflerie)} \quad (1)$$

La famille de courbes produites pour les quatre bassins d'aération est présentée à la figure 5. La relation entre le coefficient $\alpha K_L a$ estimé pour chaque bassin et la somme des coefficients pour les quatre bassins à une puissance donnée de soufflerie a servi à estimer l'écoulement de l'air dans chaque bassin dans les conditions d'exploitation. Par exemple, à une puissance de 75 kW, la proportion de l'écoulement d'air total entrant dans le bassin d'aération Sud 1 a été estimée comme suit:

$$\% \text{ écoulement d'air vers S1} = \frac{\alpha K_L a \text{ (Sud 1)} \times 100}{\sum \alpha K_L a \text{ (quatre bassins)}} = \frac{3{,}77\ h^{-1} \times 100}{10{,}23\ h^{-1}} = 36{,}9\ \% \quad (2)$$

De la même façon, les écoulements d'air vers les bassins N1, S2 et N2 ont été estimés à 34,2, 14,8 et 14,2 p. 100 respectivement. L'écoulement d'air total pour une puissance donnée de soufflerie a été déterminé à partir des courbes de performance de la soufflerie établie à la station.

À partir de données sur l'OD semblables à celles de la figure 4 et de la relation connue entre les coefficients globaux de transfert de masse de l'oxygène et la puissance de soufflerie (figure 5), la consommation d'énergie dans des conditions simulées de régulation de l'OD a été évaluée. À cette fin, il a fallu établir le bilan massique de l'OD dans la liqueur mixte:

$$dC/dt = \alpha K_L a\,(C_s - C) - R \quad (3)$$

où
- C : concentration d'oxygène dissous (en mg/l)
- C_s : valeur de saturation de l'OD dans les conditions régnant dans le procédé (en mg/l)
- $\alpha K_L a$: coefficient global de transfert de masse de l'oxygène (par heure)
- R : taux d'utilisation de l'oxygène (TUO) ou respiration (en mg/l par heure).

Le coefficient respiratoire, R, pouvait être calculé à partir de l'équation 3 puisque tous les autres paramètres étaient connus pour les conditions dans lesquelles les données sur l'OD en canalisation avaient été recueillies. Toutefois, il a fallu reconnaître que la teneur en OD n'était jamais stable et que le terme dérivé de l'équation 3 n'était pas négligeable.

Par conséquent, l'équation 3 a été discrétisée comme suit:

$$(C_t - C_{t-1}) / \Delta_t = \alpha K_L a_{t-1} (C_s - C_{t-1}) - R_{t-1} \quad (4)$$

où Δ_t : intervalle temporel d'échantillonnage
t : heure du prélèvement courant
$t-1$: heure du prélèvement précédent.

Le coefficient respiratoire a été calculé en remaniant l'équation 4 comme suit:

$$R_{t-1} = \alpha K_L a_{t-1} (C_s - C_{t-1}) - (C_t - C_{t-1}) / \Delta_t \quad (5)$$

Une fois R estimé pour les conditions d'exploitation réelles, il a été possible de simuler la puissance totale d'aération nécessaire pour maintenir la concentration d'oxygène dissous à un niveau donné. Avec une régulation au point de consigne, la teneur en OD est constante dans le temps, et l'équation 5 peut être remaniée:

$$\alpha K_L a_{t-1} = \frac{R_{t-1}}{(C_s - C_{t-1})} \quad (6)$$

L'équation 6 a servi à calculer les valeurs de $\alpha K_L a$ nécessaires pour maintenir le point de consigne de la teneur en OD en présence de charges variables dans chaque bassin. A partir des valeurs calculées du coefficient de transfert de masse et du rapport entre ce coefficient et la puissance totale de soufflerie dans chaque bassin illustré à la figure 5, on a estimé la puissance totale de soufflerie nécessaire pour maintenir le point de consigne de l'OD dans chacun des bassins. Cela a dû être fait pour chaque bassin séparément, parce que seule la puissance de soufflerie totale nécessaire pour alimenter en air tous les bassins par le distributeur commun pouvait être mesurée.

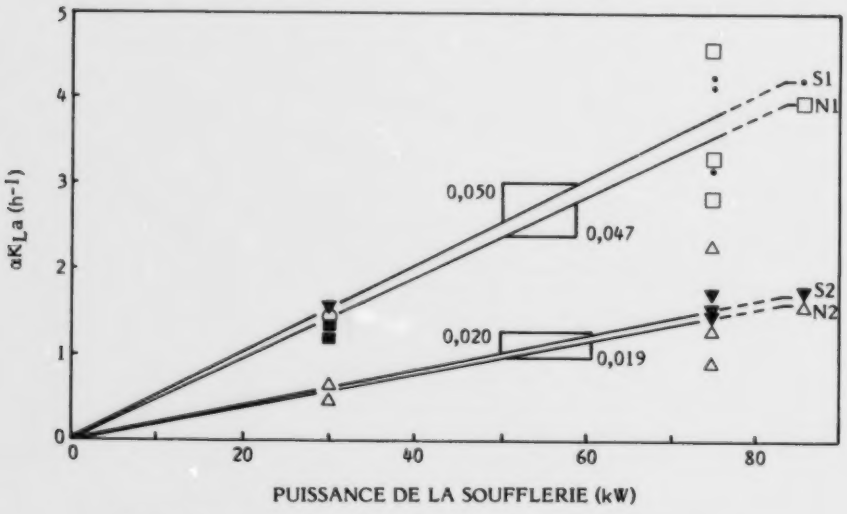

Fig. 5. Rapport entre le coefficient global de transfert de masse de l'oxygène ($\alpha K_L a$) et la puissance de la soufflerie

La portion de la puissance de soufflerie servant à l'approvisionnement en air de chaque bassin ne pouvait être mesurée directement. Par conséquent, la puissance nécessaire pour la régulation du point de consigne de l'OD dans chaque bassin a été estimée en faisant comme si seulement le bassin en question, avec sa charge variable et une position donnée de la vanne de distribution d'air, contrôlait la puissance totale de la soufflerie. La figure 6 donne simultanément 4 exemples différents de l'énergie consommée par l'ensemble du système pour les 4 cas dans lesquels la teneur en OD de chaque bassin est réglée à 1,0 mg/l. Seul le bassin utilisé pour régler la puissance de sortie totale de la soufflerie a pu maintenir sa teneur en oxygène dissous à la valeur de consigne. Les valeurs d'OD mesurées dans les autres bassins s'écartaient de leur valeur de consigne respective lorsque la puissance totale de soufflerie, déterminée par le bassin de régulation, différait de celle calculée comme nécessaire pour le maintien du point de consigne dans les autres bassins. Par exemple, pour maintenir une teneur en OD de 1,0 mg/l dans le bassin Nord 1, la consommation totale d'énergie du système a été établie à 1170 kWh en intégrant la superficie située sous la courbe de puissance pour un jour d'exploitation. Sans régulation (c.-à-d. sans puissance constante fournie par la soufflerie), la puissance nécessaire pour maintenir une teneur d'au moins 1,0 mg/l dans le bassin Nord 1 aurait été de 75 kW - ce qui donne une consommation d'énergie de 1800 kWh pour 24 heures. La réduction de la puissance d'aération attribuable à la régulation automatique (1800 à 1170 kWh) représente une économie d'environ 30 p. 100 sur l'énergie consommée, compte tenu d'une exploitation fixe des souffleries. Ces chiffres sont probablement très prudents, parce que la régulation de la distribution de l'air diminuerait également la pression au distributeur d'air tout en régularisant la teneur en OD dans tous les bassins, ce qui réduirait encore la consommation d'énergie de l'ensemble du système.

Cette analyse a révélé qu'il était fort possible de démontrer que la régulation de l'aération permettrait de réaliser d'importantes économies d'énergie à la station de Tillsonburg. C'est pourquoi cette station a été choisie pour la démonstration en grandeur réelle de

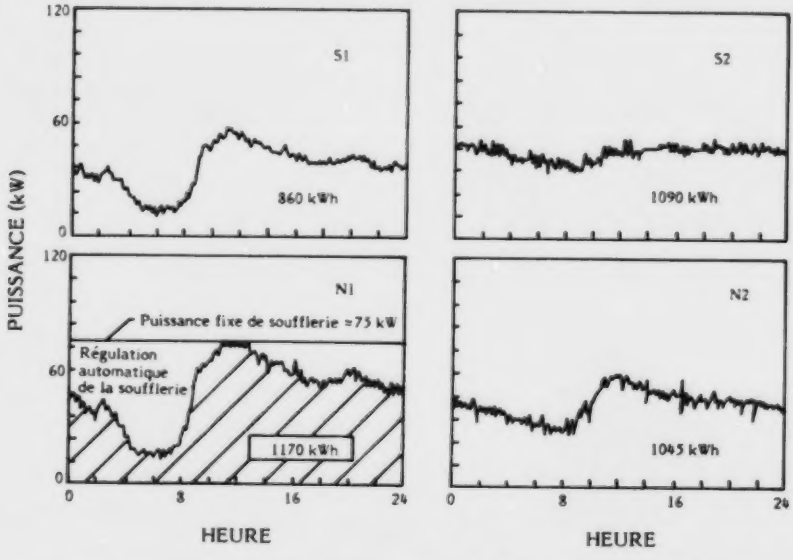

Fig. 6. Puissance totale de soufflerie du système pour la régulation simulée à un point de consigne de l'OD de 1,0 mg/l (diagramme distinct pour chaque bassin)

l'amélioration de l'exploitation et de l'économie d'énergie qu'offre l'utilisation d'une instrumentation et d'une régulation intégrées. Bien que les détails du réaménagement nécessaire de la station dépassent la portée de ce rapport, la vérification en canalisation par ordinateur a permis de recueillir une grande partie des données qui ont servi à concevoir un tel réaménagement, p. ex., la gamme des vitesses variables nécessaires pour les souffleries, les coefficients des vannes de distribution d'air (C_V). D'autres facteurs, comme l'amélioration de la régulation de l'inventaire des matières biologiques au moyen de l'automation, feront également l'objet d'une étude afin d'en déterminer les avantages du point de vue de l'exploitation de l'usine et des économies d'énergie.

Résumé et conclusions

Le Centre technique des eaux usées a fait la démonstration de l'utilisation d'un système de surveillance portatif en temps réel, par micro-ordinateur, pour évaluer et modifier la performance d'exploitation d'une station d'épuration par boues activées en grandeur réelle.

Les données d'exploitation dynamiques en temps réel, obtenues grâce au matériel de vérification, se sont révélées précieuses pour la détermination de la puissance existante du matériel d'aération et des conditions d'exploitation actuelles de la station. Ce type de données continues est une nouveauté pour les exploitants de station d'épuration. Il est particulièrement utile et important pour les responsables de la réglementation ainsi que pour les propriétaires et les exploitants de station qui prévoient réaménager ou agrandir leur station. Un agrandissement ou un réaménagement pourrait être retardé si ce type de données documentées révélait qu'une station dispose de la puissance nécessaire, avec ou sans modification des pratiques d'exploitation. Ces données peuvent fournir les informations dynamiques nécessaires pour établir les spécifications exactes du matériel du procédé, comme les souffleries, les vannes de régulation et les diffuseurs, afin de fournir la souplesse opérationnelle et assurer la commandabilité dans des conditions d'exploitation dynamiques lorsque des modifications à la station s'avèrent nécessaires.

Une étude des besoins énergétiques du système d'aération de la station a démontré que, pour maintenir une teneur minimale en OD de 1,0 mg/l, on pouvait économiser environ 30 p. 100 de l'énergie en assurant la régulation de l'aération dans la station au lieu d'exploiter les souffleries en régime fixe.

La vérification opérationnelle intégrée est un outil précieux qui peut fournir beaucoup d'informations sur le procédé, plus facilement que l'échantillonnage manuel ou discret.

Remerciements

Cette étude a reçu l'appui financier d'Environnement Canada et du Bureau de recherche et développement énergétiques d'Énergie, Mines et Ressources Canada. Nous désirons remercier le ministère ontarien de l'Environnement et plus spécialement le personnel de la station d'épuration de Tillsonburg qui nous a permis d'utiliser ses installations. Parmi les personnes du Centre technique des eaux usées qui ont apporté une contribution importante à cette étude, mentionnons: E. Luxon, J. Matthews, G. Horn, M. Yendt et R. Gillespie. À l'époque où a été effectuée cette étude, J. Stephenson travaillait au Centre technique des eaux usées.

Référence

Howell, J.A., L.J. Yust et P. Reilly (1984). On-line Measurement of Respiration and Mass Transfer Rates in an Activated Sludge Aeration Tank. *Journal of the Water Pollution Control Federation, 56* (4): 319-325.

LA RÉGULATION DE L'ADDITION DES POLYMÈRES DANS LE CONDITIONNEMENT DES BOUES: UNE ÉTUDE DE DÉMONSTRATION

H.W. Campbell et P.J. Crescuolo

Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

Résumé

La nécessité d'assurer la régulation automatique des systèmes de conditionnement des boues a donné lieu à la mise au point du régulateur de conditionnement des boues (RCB). Le présent exposé porte sur le principe fondamental qui a servi à la conception du RCB et à la mise au point du prototype commercial. La dernière phase du programme comportait une démonstration du RCB dans une installation de déshydratation en grandeur réelle. Le RCB a été installé sur un filtre à bande presseuse de 2 mètres de longueur qui sert à déshydrater des boues digérées par procédé anaérobie. L'évaluation de l'appareil a été effectuée en comparant les résultats obtenus par commande manuelle à ceux obtenus avec la même presse, mais avec le régulateur automatique. L'analyse des données a révélé qu'en moyenne, on pouvait réaliser des économies de polymères de l'ordre de 24 p. 100 grâce à l'automatisation du système. Sont également décrits ici les problèmes pratiques que nous avons rencontrés pendant l'installation du système de régulation.

Mots clés

Boues; rhéologie; conditionnement; déshydratation; régulation automatique; instrumentation; coûts; démonstration.

Introduction

La manipulation et l'élimination des boues sont l'un des principaux éléments de coût de tout système d'épuration des eaux usées. La réduction du volume ou la déshydratation des boues permettent parfois de réduire ces coûts. À quelques exceptions près, tous les systèmes de déshydratation doivent être précédés d'une forme quelconque de conditionnement des boues qui en assure la floculation et rend l'extraction de l'eau plus facile. Le conditionnement chimique des boues comporte des coûts d'exploitation et d'entretien importants et influe directement sur la qualité du gâteau de boues produit par l'appareil de déshydratation. Il est par conséquent important, tant du point de vue du coût que de celui de la performance, d'optimiser l'addition des produits chimiques au cours du conditionnement. Divers essais, dont ceux du temps de succion capillaire (TSC), de la résistance spécifique, de la teneur en matières solides, etc., permettent d'évaluer l'efficacité d'un type donné de conditionnement. Malheureusement, aucun de ces essais n'a été adapté aux mesures intégrées. C'est pourquoi, à cause de la variation des caractéristiques des boues à traiter, il n'existe aucune façon d'ajuster automatiquement l'addition des produits chimiques de conditionnement pour compenser cette variation.

Pour mieux régler le procédé de conditionnement, il faut donc comprendre les propriétés fondamentales intrinsèques des boues, comme leurs caractéristiques rhéologiques. Les mesures rhéologiques sont sensibles au changement des propriétés physiques des boues, et les appareils existants peuvent être adaptés pour effectuer des mesures intégrées des propriétés rhéologiques. Les recherches effectuées sur ce procédé au Centre technique des eaux usées (CTEU) ont montré que la mesure directe des caractéristiques rhéologiques des boues pouvait servir à la régularisation de leur conditionnement chimique. Ces travaux ont mené à la mise au point et à la commercialisation d'un régulateur de conditionnement des boues par la compagnie Zenon Environmental Inc. Nous analysons ici les principes qui sous-tendent la stratégie de régulation, décrivons le régulateur mis sur le marché et présentons les résultats de l'étude de démonstration.

Historique

La rhéologie peut être définie comme l'étude des propriétés et des comportements de la matière à l'état fluide. La plupart des fluides à phase unique ont un comportement newtonien, c'est-à-dire que la vitesse de l'écoulement laminaire est proportionnelle à la contrainte de dilatation. L'addition de particules solides au fluide interfère dans l'écoulement libre du milieu de dispersion en fonction du taux de dilatation. Les boues d'épuration se comportent de cette façon et sont considérées comme un système dispersé.

L'analyse rhéologique des boues d'épuration est encore compliquée du fait que la plupart des boues sont également thixotropes, c'est-à-dire que leur structure interne se décompose en fonction du temps et du taux de dilatation. Une courbe d'écoulement, ou rhéogramme (figure 1) d'une boue type, illustrant les courbes produites par un viscosimètre rotatif pendant les cycles ascendants et descendants des taux de dilatation, révèle que les caractéristiques rhéologiques de la boue en question ont été modifiées pendant la phase initiale (ascendante) de l'essai. Le déplacement des deux courbes est appelé "boucle d'hystérésis" et permet de mesurer le degré de thixotropie des boues.

Le rapport entre les propriétés rhéologiques des boues et l'addition des polymères a été établi dans une étude de caractérisation des boues, effectuée au CTEU (Campbell *et al.*, 1978). La figure 2 illustre une série type de rhéogrammes pour une boue digérée anaérobie conditionnée aux polymères. À mesure qu'augmente le dosage des polymères, la contrainte de dilatation augmente également pour un taux donné de dilatation. À une certaine dose de polymères, propre à la boue en question, un pic apparaît dans la portion initiale du rhéogramme. On a observé que le dosage du polymère auquel ce phénomène se produit présentait une bonne corrélation avec le dosage qui donnait une bonne performance pendant les essais de déshydratation simultanés en unité pilote. À partir de ces observations, on a choisi certaines caractéristiques rhéologiques pouvant servir à la régulation automatique du conditionnement aux polymères. Cela suppose que les rhéogrammes décrivent les propriétés fondamentales des boues. À mesure qu'augmente la quantité de polymères dans un système, la nature des particules ou des flocs de boue change et, par la suite, la relation entre les particules dispersées (flocs de boue) et le fluide est également modifiée. Ce phénomène se reflète à son tour dans les changements des caractéristiques des courbes d'écoulement ou des rhéogrammes illustrés à la figure 2.

La mise au point du régulateur de conditionnement des boues s'est faite en plusieurs étapes. Le travail préliminaire effectué par le CTEU a consisté entre autres en une série d'essais par lots en laboratoire, en l'exploitation d'un système de conditionnement à écoulement continu à l'échelle pilote et en l'essai d'un système de régulation expérimental sur un filtre à bande presseuse de 0,5 m. Ces trois étapes avaient pour but de déterminer la sensibilité des mesures rhéologiques aux changements de caractéristiques des boues et d'élaborer et de vérifier un algorithme capable de régler l'addition des polymères. Ces travaux ont été décrits en détail dans Campbell et Crescuolo, 1982, 1983, 1985. Les fondements sur lesquels repose l'algorithme de régulation sont illustrés par le diagramme d'écoulement de la figure 3. Un rhéogramme de référence est formulé et stocké dans la mémoire de l'ordinateur. Pendant l'exploitation, un nouveau rhéogramme est produit, et ces caractéristiques sont comparées à celles du rhéogramme stocké en mémoire. À partir de cette comparaison, l'algorithme fixe le dosage de la pompe à polymères. L'ensemble du processus est ensuite répété à des intervalles prédéterminés.

À la fin de la troisième étape, on avait démontré la validité de la stratégie de régulation mise au point par le CTEU et une demande de brevet a été présentée par la Société canadienne des brevets et d'exploitation, Limitée, au nom du gouvernement du Canada. Le principal inconvénient du premier système expérimental provenait de la complexité et du coût élevé du viscosimètre et de l'ordinateur pour une utilisation régulière dans une station d'épuration. Ainsi, malgré la validité prouvée du raisonnement à la base de la stratégie, l'application pratique dépendait de la mise au point d'un instrument qui soit non seulement assez robuste pour être installé dans une installation de déshydratation des boues, mais aussi assez peu coûteux pour présenter un attrait économique. Le CTEU a

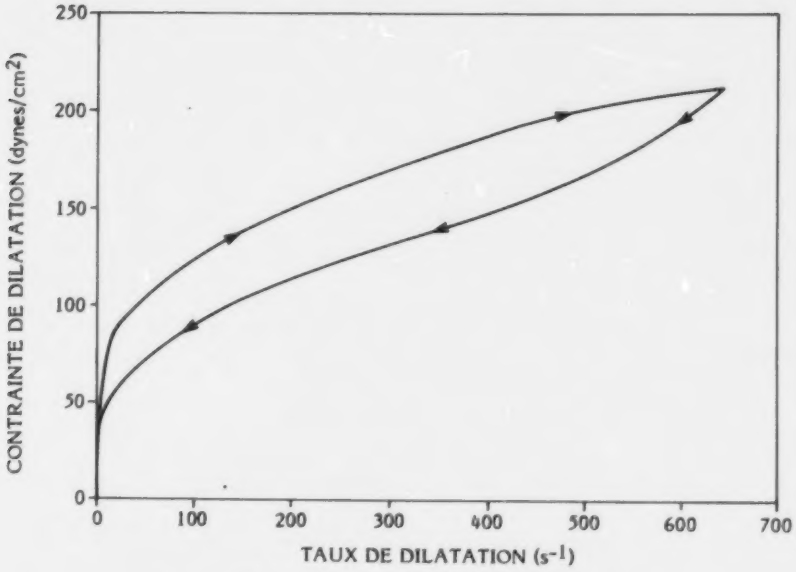

Fig. 1. Rhéogramme type illustrant la thixotropie

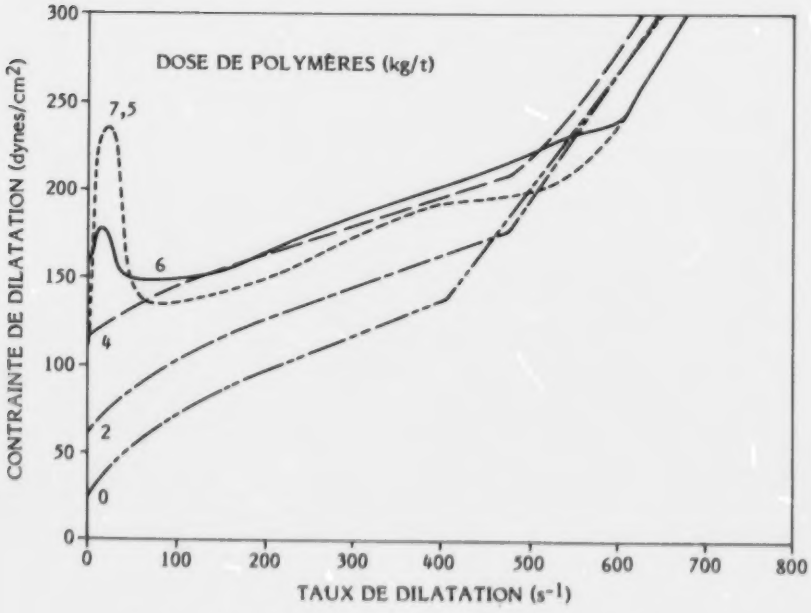

Fig. 2. Rhéogrammes d'une boue conditionnée aux polymères

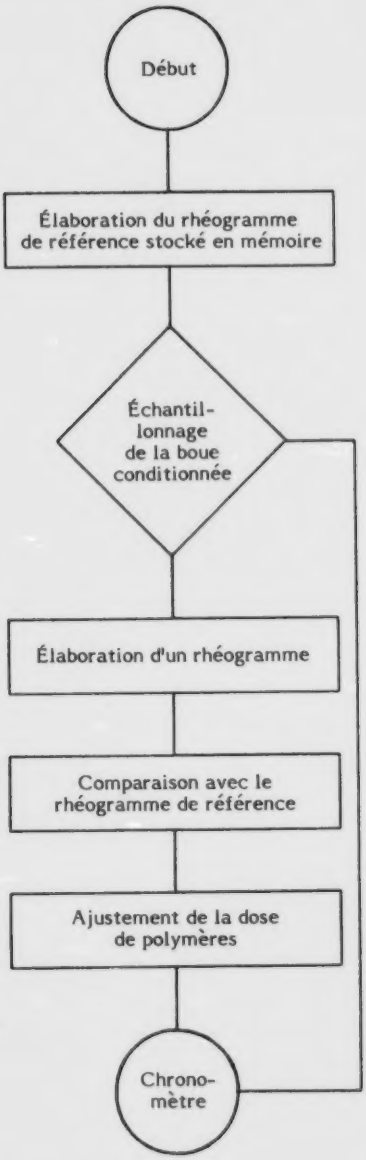

Fig. 3. Organigramme de l'algorithme de régulation

donc mis sur pied un programme de coopération avec la compagnie Zenon Environmental Inc. En vertu du Programme pour les projets industrie/laboratoire (PILP), Zenon a reçu des fonds pour mettre au point un prototype commercial de régulateur basé sur les recherches du CTEU. La mise au point du régulateur s'est faite en introduisant une à une les diverses composantes conçues par Zenon à l'installation d'essai originale du CTEU. Chaque élément du système a pu ainsi être vérifié indépendamment des autres. Pour plus de détails sur la mise au point et les essais du régulateur de conditionnement des boues de Zenon, consulter Campbell *et al.*, 1986.

Le prototype commercial

Le RCB illustré à la figure 4 comprend deux sous-systèmes principaux : un échantillonneur et un panneau de commande centrale. Chaque unité de dosage de polymères doit comporter un récipient à échantillons; le panneau de commande centrale est conçu pour commander jusqu'à quatre échantillonneurs.

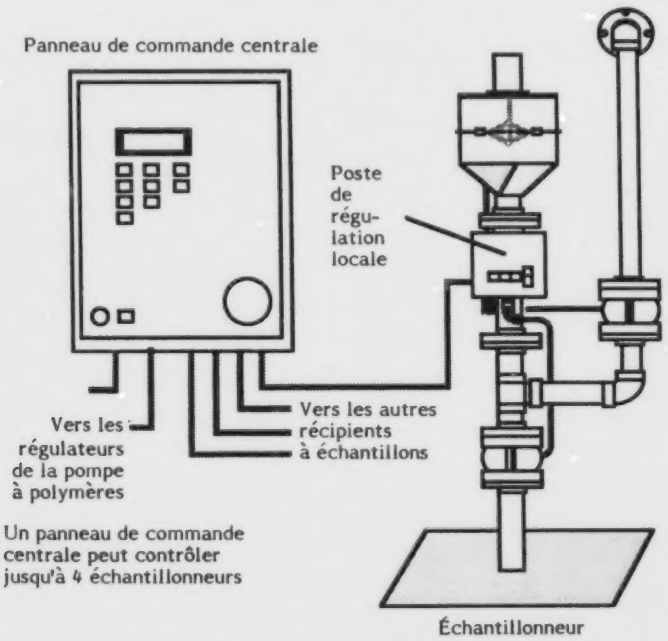

Fig. 4. Schéma du régulateur de conditionnement des boues

L'échantillonneur consiste en un réservoir de 10 litres, deux robinets à manchon (alimentation et vidange) (5 cm de diamètre, actionnés à l'air), trois buses de rinçage par pulvérisation et un dispositif de mesure. Ce dernier comporte une sonde rhéologique et son moteur d'entraînement (tête de la sonde), un amplificateur de signal et un indicateur de niveau. Un poste de régulation locale est monté à proximité du récipient d'échantillons pour permettre la commande manuelle de l'alimentation, de la vidange et du rinçage par pulvérisation.

La conduite d'échantillonnage est aménagée de façon à remplir le récipient à partir du fond. Ce type de remplissage réduit au minimum la dilatation des boues conditionnées. Les robinets à manchon assurent un écoulement libre lorsqu'ils sont ouverts et stoppent complètement l'écoulement lorsqu'ils sont fermés. Ce montage élimine de façon efficace le colmatage de la conduite d'échantillonnage. Le récipient lui-même est en acier inoxydable. Son fond est conique afin de faciliter le rinçage. Les trois buses de rinçage sont disposées autour du récipient, au même niveau que la sonde rhéologique. La configuration de pulvérisation en éventail de chaque buse assure un excellent nettoyage de la sonde et permet de rincer suffisamment l'indicateur de niveau et les parois du récipient. Le capteur d'arrêt du niveau fonctionne par conductivité. La sonde elle-même est un morceau de tige en acier inoxydable. L'absence de pièces mobiles et la simplicité de la conception rendent l'appareil très résistant à l'encrassement.

Le panneau de commande centrale abrite un micro-ordinateur adapté et le matériel connexe. L'ordinateur ordonne les diverses opérations de remplissage, de mesure et de vidange de chaque récipient d'échantillonnage. Il reçoit également les mesures rhéologiques brutes, calcule les paramètres d'intérêt et envoie le signal de contrôle au régulateur de la pompe à polymères approprié. L'interface contrôlable par l'opérateur se situe sur le devant du panneau. Celui-ci comprend une série de boutons poussoirs qui permettent de passer du mode de régulation manuelle au mode de régulation automatique, d'augmenter ou de diminuer les points de consigne désirés et de vérifier l'état du système et de chaque récipient d'échantillonnage. Les paramètres du système sont affichés sur deux lignes sur un écran à cristaux liquides, tout comme le sont les signaux d'alarme.

Le système peut fonctionner en deux modes. Le mode manuel permet à l'opérateur de commander directement la pompe de dosage des polymères. En mode automatique (normal), le RCB repère les changements dans les caractéristiques de déshydratation des boues afin de maintenir les conditions de fonctionnement optimales dans le filtre à bande presseuse. En fonctionnement automatique, les boues floculées s'écoulent par gravité au fond du récipient d'échantillonnage. L'échantillon est prélevé par le sommet du floculateur ou à partir d'une conduite de collecte juste avant que la boue passe dans le filtre à bande presseuse. Dans les deux cas, il faut voir à ce que le point de prélèvement fournisse un échantillon représentatif des boues entièrement conditionnées. Une fois que le récipient a commencé à se remplir, le capteur rhéologique tourne dans les boues, et ses relevés sont transmis au panneau de commande centrale. Une fois terminé le cycle de mesure, l'échantillon est vidangé et le récipient est rincé à fond pendant trente secondes.

Comme les caractéristiques des boues varient avec le temps, il est parfois nécessaire de redéfinir les points de consigne optimaux. Cela peut être fait de deux façons. Lorsque le bouton d'ajustement est poussé, le système considère les cinq résultats d'échantillonnage qui suivent comme représentatifs du fonctionnement optimal et choisit les points de consigne en fonction de ces données. Ce mode de fonctionnement est utile lorsque l'on démarre une presse ou lorsque l'on change les boues. L'opérateur doit d'abord amener la presse à des conditions d'exploitation optimales. Un ajustement du point de consigne peut également être effectué, qui permet à l'opérateur d'apporter des ajustements mineurs aux consignes opératoires de la presse sans vraiment ajuster celle-ci.

Le programme de régulation incorpore un algorithme de "recherche minimale". Il est nécessaire mais pas toujours suffisant de répondre aux exigences pour obtenir la dose optimale. C'est pourquoi, même si toutes les conditions sont remplies, la dose de polymères est réduite légèrement en fonction d'une faible valeur pré-établie. En régime permanent, la dose tend à se fixer aux alentours de la valeur minimale qui permet de répondre aux points de consigne. L'ordinateur examine les données de chaque passage afin de déterminer les mesures possibles de régulation et de s'assurer que l'échantillon est acceptable. À partir des données recueillies, l'ordinateur décide si le système de mesure fonctionne convenablement (c.-à-d. si la sonde rhéologique tourne dans la boue ou est gravement encrassée). Il contrôle également le temps qu'il faut pour remplir le récipient

et la vitesse initiale de vidange afin de détecter tout colmatage éventuel. Si une de ces conditions persiste pendant plusieurs échantillonnages, l'opérateur est averti de la situation par un signal d'alarme.

Étude de démonstration

La dernière phase du programme comportait la démonstration du fonctionnement du RCB dans une installation de déshydratation des boues en grandeur réelle et la démonstration des économies réelles. Le site choisi était la station d'épuration de Guelph, qui exploite couramment deux filtres à bande presseuse Komline Sanderson de 2 m pour déshydrater des boues digérées en condition anaérobie. La compagnie Zenon a installé un RCB sur un des filtres, et le CTEU a contrôlé les opérations. Une partie de l'instrumentation nécessaire se trouvait déjà à l'usine, mais des sondes supplémentaires ont également été installées. Toutes les sondes ont ensuite été connectées à un système d'enregistrement chronologique des données. L'ensemble des instruments comprend des débitmètres à boues et à polymères, des sondes de mesure des matières en suspension des boues d'alimentation et de l'effluent du filtre, et un système d'enregistrement chronologique des données processeur-serveur.

L'étude a été conçue de façon à n'utiliser qu'un seul filtre à bande presseuse pour l'installation et la mise au point du RCB. Le filtre à bande presseuse doit être exploité pendant un certain temps par régulation manuelle, et sa performance surveillée au moyen des données du système enregistreur. Il doit ensuite être exploité par régulation automatique, et sa performance doit être également surveillée et comparée à celle de l'exploitation par régulation manuelle. Bien qu'on aurait pu faire des essais parallèles sur les deux filtres à bande presseuse, on a décidé de n'en utiliser qu'un seul pour l'étude afin d'éliminer les différences inhérentes aux deux appareils.

En se fondant sur les données préliminaires recueillies avant l'étude, on a élaboré le programme d'après les hypothèses d'un débit de boues de 7 à 9 l/s, d'une teneur en matières solides à l'entrée variant de 3 à 6 p. 100 et d'une économie minimale de polymères de 15 p. 100 pour justifier l'achat du régulateur par la Ville.

Immédiatement après l'installation des sondes, il est apparu évident que ces hypothèses étaient erronées. La pompe d'alimentation des boues, de type centrifuge à roue ouverte, provoquait des variations extrêmes dans le débit. Un diagramme type du débit en fonction du temps est donné à la figure 5. Les périodes de débit 0 représentent les moments où l'écoulement était arrêté dans le filtre à bande presseuse pour charger le gâteau de boues dans un camion. Le débit variait d'environ 3 l/s à 8 l/s, avec des fluctuations occasionnelles de 1 ou 10 l/s. Cela nécessitait des doses de polymères (figure 6) variant généralement de 5 à 12 kg/t et parfois même supérieures. Au début, on a tenté de compenser les variations de débit en incluant une composante proportionnelle au débit dans l'algorithme, mais sans succès. Le problème a finalement été résolu en installant une pompe d'alimentation volumétrique.

La deuxième hypothèse concernant la teneur en matières solides des boues d'alimentation s'est également révélée fausse. La figure 7 donne une distribution de probabilité de la teneur des boues d'alimentation. La teneur médiane est de 2,5 p. 100, mais 20 p. 100 du temps, la teneur était inférieure à 2 p. 100. À des teneurs en matières solides extrêmement faibles (c.-à-d. inférieures à 2 p. 100), l'algorithme ne pouvait faire la distinction entre une faible teneur et une addition insuffisante de polymères. Plutôt que de simplement spécifier une valeur d'exploitation minimale de 2 p. 100 et de faire sonner une alarme pour avertir l'opérateur lorsque la teneur en matières solides chutait en deçà de cette valeur, on a décidé d'augmenter la sensibilité du régulateur jusqu'à une teneur en matières solides d'environ 1 p. 100. À cette fin, on a ajouté une deuxième prise d'échantillon à l'échantillonneur des boues non conditionnées. En mesurant les propriétés rhéologiques des boues non conditionnées, il était possible de déterminer une teneur en matières solides relative pour l'échantillon. Cette valeur servait ensuite comme facteur

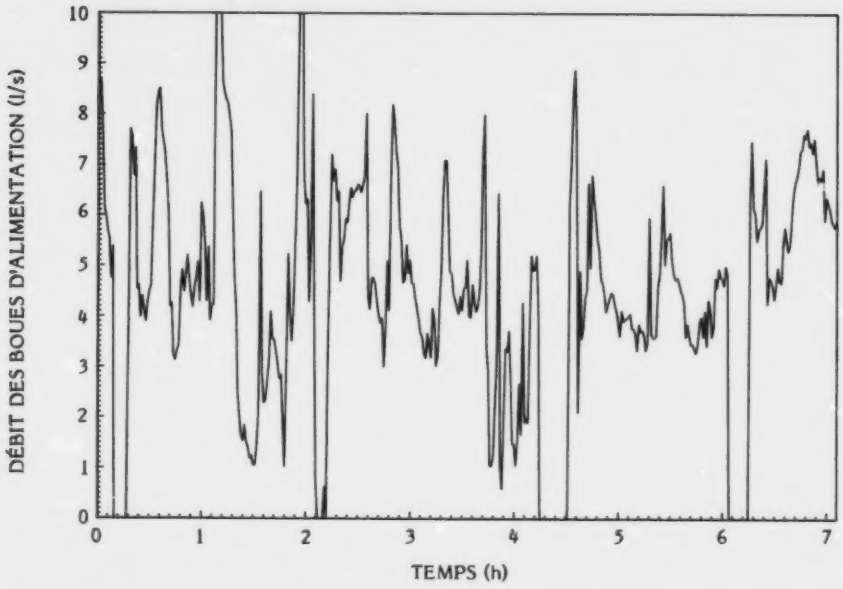

Fig. 5. Variations du débit des boues d'alimentation

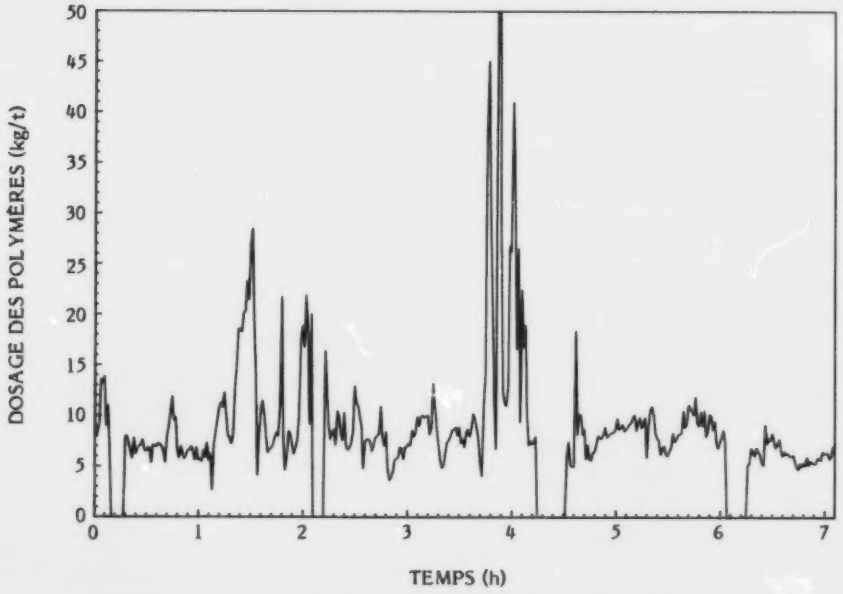

Fig. 6. Dosage des polymères en présence d'un débit de boues variable

de correction dans les calculs après l'évaluation des boues conditionnées. La séquence d'exploitation finale a été modifiée de façon à alterner la détermination du taux de matières solides dans les boues non conditionnées et les boues conditionnées.

Une fois les modifications apportées à la pompe à boues et le RCB installé, le système a fonctionné comme prévu. La figure 8 représente un jour d'essai pendant lequel la teneur en matières solides variait d'environ 1,2 p. 100 à 4 p. 100. Le débit d'alimentation des boues pendant cette journée était relativement constant à environ 6 l/s. La figure 9 donne la réponse du RCB. À mesure qu'augmente la teneur en matières solides, le débit d'injection de polymères augmente; lorsque la teneur en matières solides diminue, le débit

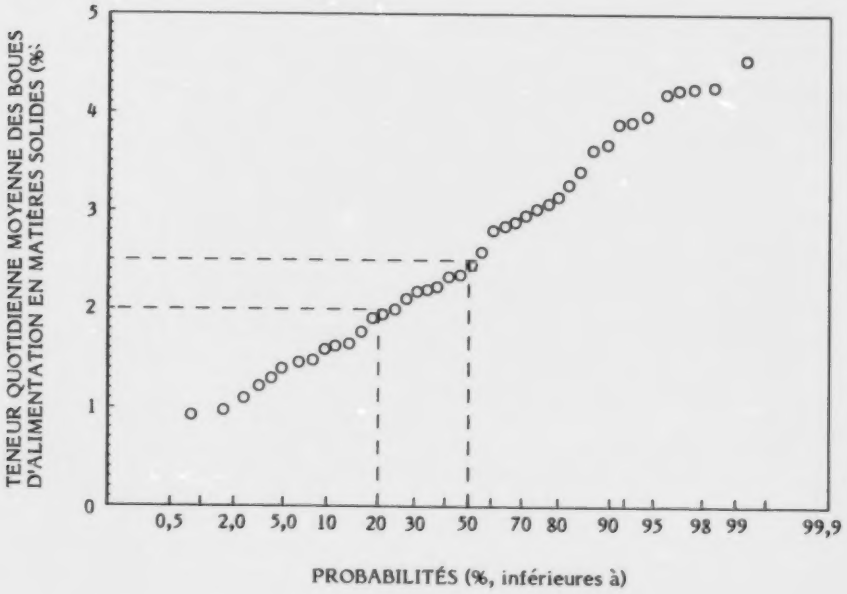

Fig. 7. Distribution des probabilités de la teneur des boues d'alimentation en matières solides

d'injection de polymères diminue également en conséquence. Les données recueillies les autres jours d'essai pendant lesquels la teneur en matières solides demeurait constante montrent que l'algorithme cherche toujours à établir un débit d'injection de polymères au niveau le plus faible qui réponde au point de consigne. À la fin du programme d'essai, les données ont été soumises à une analyse de variance des résultats de l'exploitation par régulation manuelle et de ceux de l'exploitation par régulation automatique. Sans faire aucun ajustement des données, le degré de dispersion était tel qu'il n'y avait aucune différence statistiquement significative entre les deux périodes d'exploitation. L'examen de la série complète des données a révélé que lorsque la teneur en matières solides diminuait, le dosage optimal des polymères (kg/t) augmentait, et que ce phénomène était le plus prononcé aux teneurs inférieures à 2 p. 100. Cela apparaît clairement à la figure 10. D'après la série de données recueillies pendant la phase de régulation automatique, le nombre de jours pendant lesquels la teneur en matières solides était inférieure à 2 p. 100 était considérablement plus élevé que pendant l'exploitation par

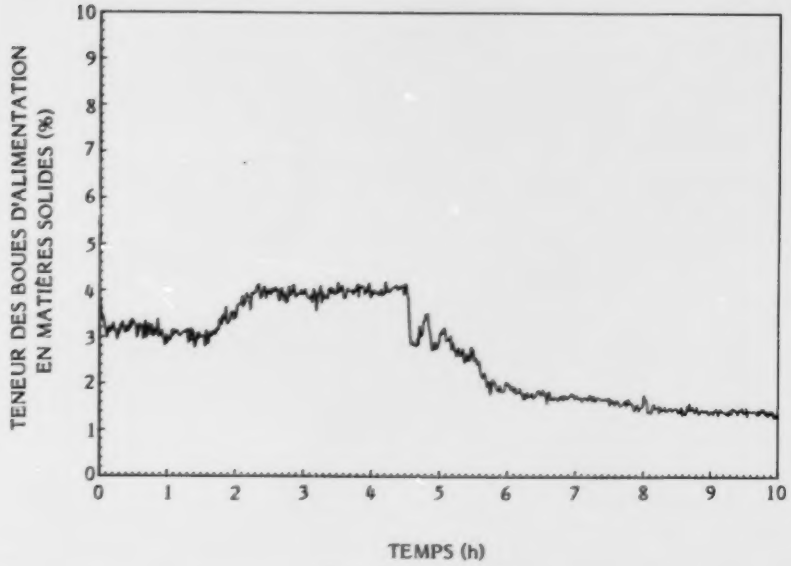

Fig. 8. Teneur des boues d'alimentation en matières solides en fonction du temps

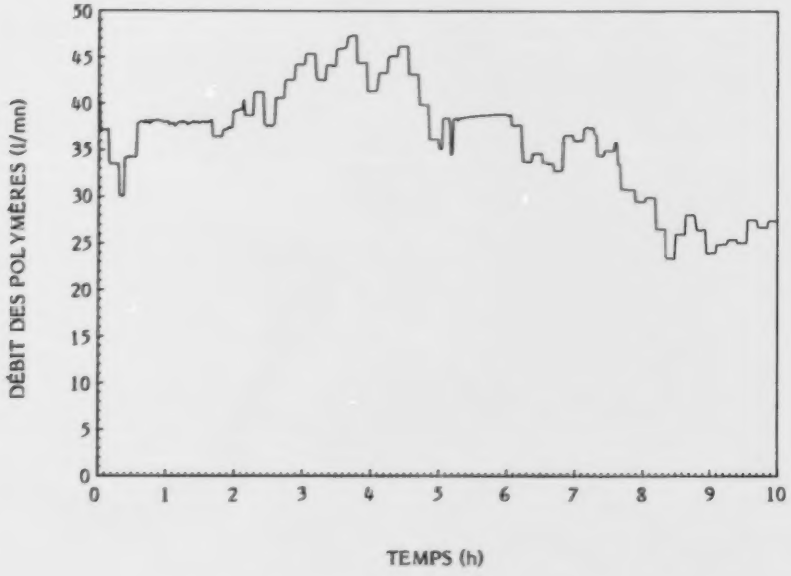

Fig. 9. Réponse du RCB aux teneurs variables en matières solides

régulation manuelle, ce qui biaisait donc les données sur le dosage des polymères en conditions de régulation automatique en faveur de valeurs supérieures. Pour compenser ce phénomène, les données recueillies lorsque la teneur était inférieure à 2 p. 100 ont été éliminées des deux séries de données, et l'analyse a été reprise. Dans ces conditions, l'exploitation par régulation automatique a permis de réaliser des économies de polymères de l'ordre de 12,5 p. 100 comparativement à l'exploitation par régulation manuelle.

Toutefois, comme on croyait encore que les résultats avaient été en fait plus positifs que ceux indiqués par l'analyse, tout le programme a été réévalué. On pensait au début pouvoir comparer directement la période d'exploitation par régulation manuelle à la période d'exploitation par régulation automatique. Un examen plus serré a révélé que ce n'était pas possible. Le programme comportait en réalité trois phases distinctes. La première phase a été réalisée avant l'installation de la pompe à débit constant. Pendant cette période, la régulation de l'addition des polymères a été minimale. Essentiellement, le débit d'addition des polymères était fixé au début de la journée et, à moins d'une diminution notoire dans la performance du filtre à bande presseuse, il ne changeait pas pendant toute la journée. La figure 11 donne le débit d'addition des polymères pour une journée d'exploitation type. Pendant la deuxième phase, celle de la régulation "manuelle", le débit d'addition des polymères était ajusté par l'opérateur en fonction des informations fournies par les instruments, c.-à-d. les lectures d'ordinateur portant sur le débit d'addition des polymères, le dosage des polymères, etc. Dans la troisième phase de l'expérience, le débit d'addition des polymères était réglé par le RCB. La figure 12 présente le diagramme des probabilités du débit d'addition des polymères sur une base horaire. La comparaison de la phase 2 (régulation manuelle avec instrumentation) et de la phase 3 (régulation automatique) révèle que, dans les deux phases, la distribution des débits d'addition des polymères était à peu près la même d'après les moyennes horaires. La distribution de la phase 1 (régulation manuelle sans instrumentation) affiche une différence marquée. Au lieu d'être distribuées relativement également pour une vaste gamme de débits, environ 93 p. 100 des données se situent dans la gamme de 36 à 48 l/mn. Ces données se comparent à une gamme de 21 à 48 l/mn pour la deuxième phase et de 24 à 57 l/mn pour la troisième phase. Par conséquent, la deuxième phase (manuelle) ne représente pas le mode d'exploitation type de la régulation manuelle mais plutôt une exploitation manuelle assistée d'un fort niveau d'instrumentation. Pour évaluer les avantages de l'emploi du RCB, il fallait plutôt comparer la phase 1 à la phase 3. Bien que la première phase, pendant laquelle le débit des boues d'alimentation variait, ne puisse être considérée comme acceptable du point de vue pratique en ce qui concerne le dosage des polymères, elle représente cependant la pratique courante réelle utilisée dans la régulation.

La méthode utilisée a consisté à prendre les jours représentatifs de l'exploitation par régulation automatique et de comparer le débit observé d'addition des polymères au débit qui aurait été utilisé historiquement. La valeur médiane de la figure 12 (soit 40 l/mn) a été choisie pour représenter le débit historique d'addition des polymères. Les figures 13, 14 et 15 illustrent trois jours représentatifs de l'exploitation par régulation automatique. Dans chacun des cas, le débit réel des polymères est donné parallèlement à ce que l'on suppose être le débit historique courant, c.-à-d. un débit de 40 l/mn qui reste stable pendant toute la journée. La superficie qui se trouve sous les deux courbes a été intégrée, et la différence entre les deux superficies est supposée représenter les économies réalisables grâce à la régulation automatique. Pour la journée d'essai illustrée à la figure 13, la teneur des boues en matières solides était relativement constante à environ 3 p. 100 avec des fluctuations occasionnelles à 2,5 et 4 p. 100. Le débit d'addition des polymères en régulation automatique fluctuait généralement autour de 40 l/mn, débit choisi pour l'exploitation par régulation manuelle, mais présentait quelques fluctuations importantes qui correspondaient au changement dans la teneur en matières solides. Par conséquent, les économies de polymères n'ont été que marginales à 3,4 p. 100. À la figure 14, la teneur en matières solides est très constante pendant toute la journée aux environs de 2 p. 100. La régulation automatique fluctuait aux environs du dosage optimal, cherchant toujours à trouver le dosage le plus faible pour satisfaire les points de consigne.

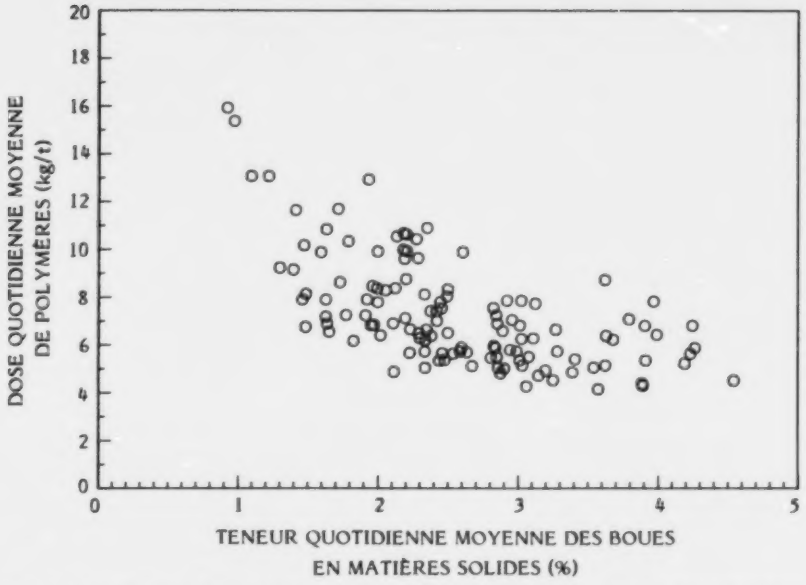

Fig. 10. Effet de la teneur des boues en matières solides sur le dosage des polymères

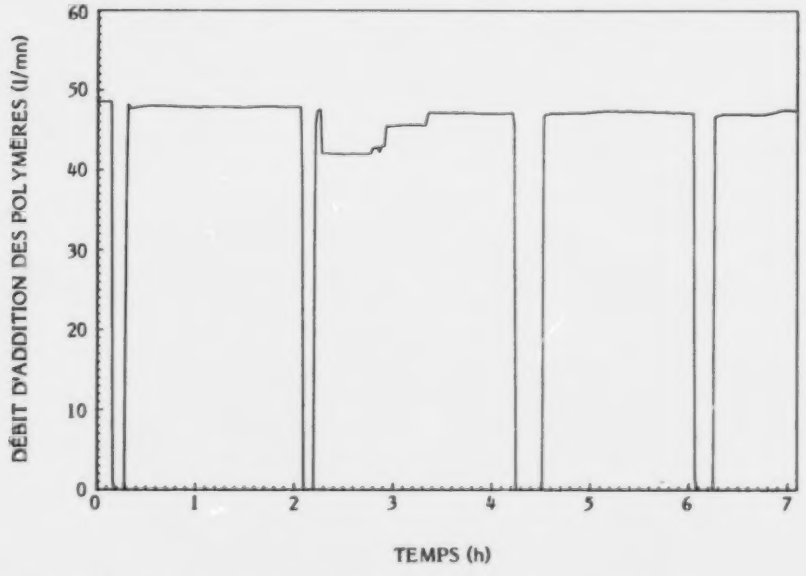

Fig. 11. Débit d'addition des polymères durant l'exploitation par régulation manuelle type

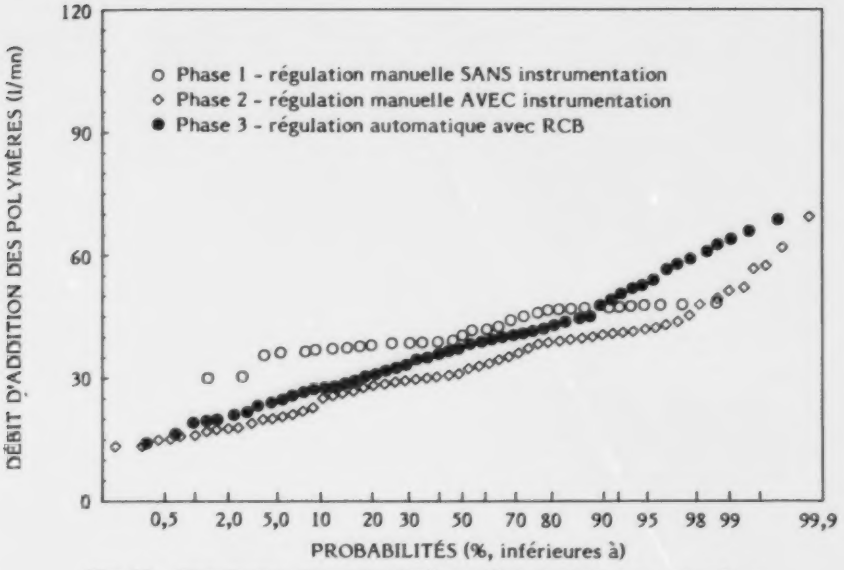

Fig. 12. Distribution des probabilités du débit d'addition des polymères pour les trois périodes d'essai

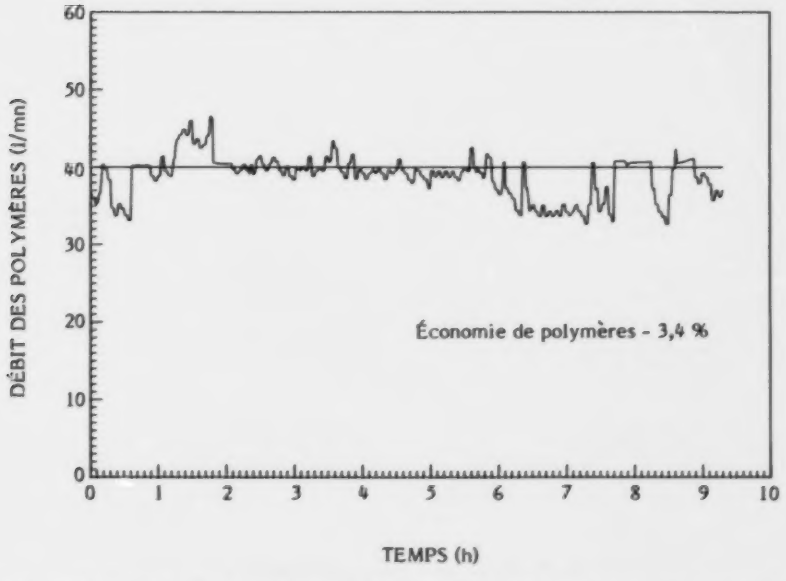

Fig. 13. Réponse du régulateur à une faible variabilité de la teneur en matières solides

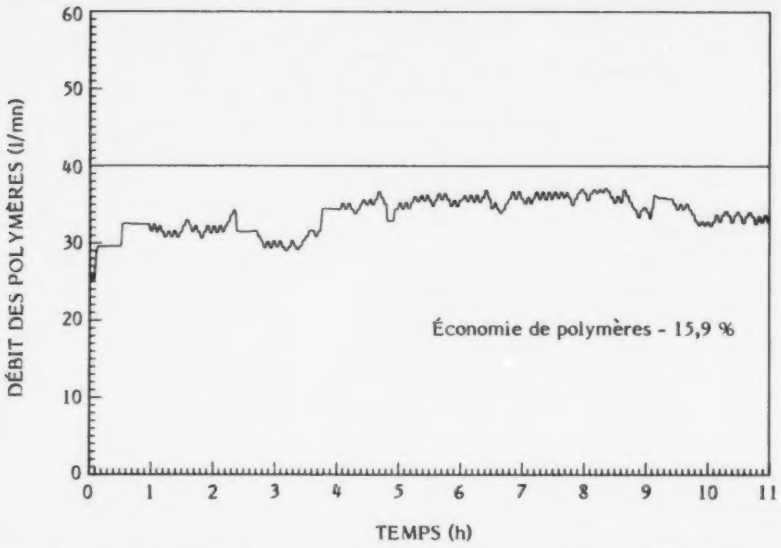

Fig. 14. Réponse du régulateur à une teneur constante en matières solides

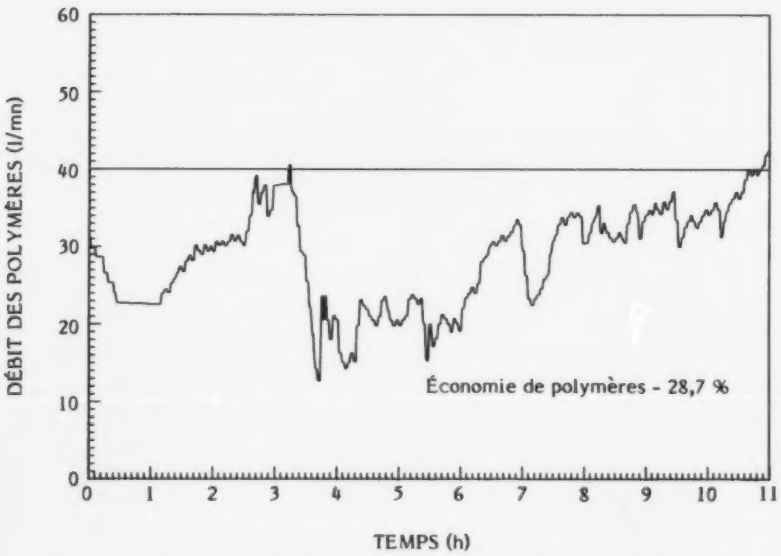

Fig. 15. Réponse du régulateur à une teneur variable en matières solides

Les économies de polymères réalisées pendant cette journée sont de l'ordre de 15,9 p. 100. Pour la journée d'essai illustrée à la figure 15, la teneur en matières solides était extrêmement erratique et variait de 1,4 p. 100 à 5 p. 100. C'est ce genre de situation qui démontre le mieux les possibilités du régulateur. Celui-ci a fait varier le débit d'addition des polymères entre 18 et 40 l/mn en réponse au changement dans la teneur en matières solides. Dans ce cas, le régulateur a permis de réaliser des économies de polymères de l'ordre de 28,7 p. 100.

Pour calculer les économies moyennes de polymères attribuables au régulateur automatique, le volume de polymères utilisé pour tous les jours d'exploitation automatique après modification du RCB a été calculé à partir des données recueillies. Le volume total des polymères qui auraient été utilisés si la pompe avait été étalonnée au débit médian de 40 l/mn pendant toute cette période a également été calculé. Dans ces conditions, les économies de polymères ont été établies à 24 p. 100. Ces résultats, combinés à l'examen des données, montrent clairement qu'il y a une différence marquée entre le mode d'exploitation traditionnel par régulation manuelle et le mode d'exploitation par régulation automatique, et que ce dernier permet de réaliser d'importantes économies de polymères.

Un certain nombre d'autres aspects ont également été examinés pendant cette étude. Les matières en suspension dans l'effluent du filtre, composées de filtrat et d'eau de lavage de la bande presseuse, ont été surveillées en continu à l'aide d'une sonde. Les teneurs de l'effluent s'élevaient généralement à environ 0,1 p. 100, mais variaient à l'occasion entre 0,05 et 0,2 p. 100. Aucune différence n'a été observée entre les différents modes d'exploitation, mais les teneurs mesurées par la sonde étaient suspectes. Pendant les périodes de sous-dosage évident durant la régulation manuelle, les boues s'échappaient de la bande presseuse et tombaient dans l'aire de drainage. Mélangées à l'eau de lavage et au filtrat, ces matières formaient des agrégats très gros et bien floculés, ce qui a entraîné, d'après une observation visuelle, une augmentation des pertes de matières solides du système. L'examen des données de la sonde n'a jamais révélé d'augmentation correspondante de la teneur en matières solides de l'effluent. On croit que, à cause de son emplacement, la sonde ne pouvait pas aspirer les très gros solides et ne les mesurait donc pas. La question de l'impact du régulateur sur la récupération des matières solides demeure sans réponse.

Les gâteaux de solides sortant du filtre à bande presseuse ont été échantillonnés à la main et mesurés régulièrement. Les résultats de ces examens ressemblaient à ceux des solides du filtrat, c.-à-d. qu'aucune différence n'a été relevée entre les divers modes d'exploitation. La teneur du gâteau en matières solides était relativement faible à 17 à 19 p. 100, et on a jugé qu'avec la régulation automatique du dosage des polymères, l'exploitation du filtre à bande presseuse pouvait être optimisée pour améliorer la sécheresse du gâteau. Cette constatation dépassait la portée du programme de démonstration.

Un certain nombre d'améliorations ont été apportées au régulateur de conditionnement des boues pendant l'étude. Une deuxième prise d'échantillons a été ajoutée à l'appareil afin d'en augmenter la sensibilité aux faibles teneurs en matières solides. Le mode de pulvérisation des polymères a également été modifié afin d'améliorer le lavage de la sonde et de l'intérieur du récipient à échantillons.

Résumé

Le régulateur de conditionnement des boues peut fonctionner sans se boucher ou se colmater pendant une longue période. Pendant toute la durée de l'étude, soit près de 7 mois, les sondes et les récipients à échantillons n'ont été nettoyés manuellement que deux fois.

L'exploitation avec le RCB donne un rapport de débit d'addition des polymères/temps qui diffère de façon marquée de celui observé pendant l'exploitation avec régulation manuelle sans instrumentation poussée et enregistrement des données.

Les économies moyennes de polymères potentielles que permet de réaliser le RCB à la station d'épuration de Guelph sont évaluées à 24 p. 100 par rapport aux données historiques.

Des économies de polymères semblables pourraient théoriquement être réalisées par un opérateur expérimenté assisté d'un système hautement instrumentalisé et d'un enregistreur de données. Cette dernière approche présente deux inconvénients: les opérateurs doivent en effet passer la majorité de leur temps à ajuster le système, et le coût d'un ensemble d'instruments comparable à celui utilisé à Guelph est considérablement supérieur à celui d'un RCB.

Bien que les données de confirmation provenant de l'étude ne soient pas disponibles, l'observation visuelle du filtre à bande presseuse pendant la durée de l'étude a révélé que la récupération des matières solides a été améliorée pendant les périodes d'exploitation avec le RCB. Zenon Environmental Inc. met en marché le RCB sous licence avec la Société canadienne des brevets et d'exploitation, Limitée.

Remerciements

L'auteur aimerait remercier le personnel de la station d'épuration de Guelph pour son appui et sa collaboration, et notamment messieurs Don Watson, l'opérateur de la presse à courroie et John Sanvido, chef de la Division des eaux de la station d'épuration des eaux usées.

Références

1. Campbell, H.W., R.J. Rush et R. Tew (1978). Sludge Dewatering Design Manual, Canada-Ontario Agreement, Research Report No. 72.

2. Campbell, H.W. et P.J. Crescuolo (1982). The Use of Rheology for Sludge Characterization, *Water Science Technology*, Capetown, South Africa, *14*: 475-489.

3. Campbell, H.W. et P.J. Crescuolo (1983). Assessment of Sludge Conditionability Using Rheological Properties, présenté à l'EEC Workshop on Methods of Characterization of Sewage Sludge, Dublin, Irlande.

4. Campbell, H.W. et P.J. Crescuolo (1985). Automatic Control of Polymer Addition for Sludge Conditioning, présenté à l'IAWPRC Conference on Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Houston, Texas.

5. Campbell, H.W., S.L. Siverns, P.J. Crescuolo et E.J. Harrison (1986). An Instrument for Automated Control of Sludge Conditioning, présenté au 9e Symposium de l'AQTE sur l'épuration des eaux résiduaires, Montréal (Québec).

LA CONVERSION DES BOUES D'ÉPURATION EN HYDROCARBURES: UNE NOUVELLE OPTION POUR LA GESTION DES BOUES

H.W. Campbell* et T.R. Bridle**

* Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

** Auparavant au Centre technique des eaux usées d'Environnement Canada;
actuellement chez Campbell Environmental, 979 Hay St., Perth, WA 6000, Australie

Résumé

Les essais menés au Centre technique des eaux usées ont révélé que la conversion à basse température des boues en hydrocarbures constitue une méthode d'élimination prometteuse qui pourrait remplacer l'incinération. Le rendement d'un réacteur expérimental d'une capacité de 1 kg/h variait d'un minimum de 13 p. 100, pour une boue digérée par traitement anaérobie, jusqu'à un maximum de 46 p. 100, pour une boue fraîche mixte. Le rendement en produits de carbonisation varie de 40 à 73 p. 100 lorsque la température de fonctionnement est optimale. D'après les résultats préliminaires, pour les mêmes types de boues, le rendement d'une installation pilote d'une capacité de 40 kg/h est similaire à celui du réacteur expérimental. Les coûts du procédé de transformation sont comparés à ceux de l'incinération. Le présent exposé étudie également l'impact de cette nouvelle technologie sur la conception des installations d'élimination des boues.

Mots clés

Boues; combustible; conversion thermique; énergie; facteurs économiques.

Introduction

Ces dernières années, on reconnaît de plus en plus l'importance des boues d'épuration, tant au stade de la conception des stations d'épuration des eaux usées qu'à celui de l'évaluation des immobilisations ainsi que des frais d'exploitation et d'entretien. L'époque des schémas de principe qui se terminaient par une flèche accompagnée de la simple inscription "boues, vers l'élimination" est enfin révolue. Dans une étude récente (1987), Proctor et Redfern confirment l'affirmation, fréquente dans les publications ou les communications, que les coûts du traitement des boues représentent la moitié des coûts totaux de l'épuration des eaux usées. Cette étude révèle que le traitement des boues dans quatre installations intégrées, dotées d'incinérateurs, coûtait de 350 à 1042 $ (dollar canadien de 1986) par tonne métrique sèche. Ces coûts élevés incitent à accroître l'efficacité de la gestion des boues, soit par l'optimisation et la modernisation des installations, soit par l'innovation technique. Malgré les économies notables escomptées de l'optimisation, c'est l'innovation qui offre les plus grandes possibilités d'économie et de récupération d'énergie. Les procédés comme la gazéification, la liquéfaction et l'incinération avec apport d'air réduit sont plus ou moins développés (pour un aperçu de ces techniques, voir Bridle et Campbell, 1983). La transformation à basse température des boues en combustibles semble être la plus prometteuse des techniques nouvelles.

Historique

Les principes de base de la conversion à basse température des boues d'épuration en combustibles sont connus depuis bon nombre d'années (Shibata, 1939). Ces derniers temps, des chercheurs allemands (Bayer et Kutubuddin, 1982) sont parvenus à beaucoup mieux comprendre les mécanismes de ce procédé. Ils ont fait sécher des boues à 300 à 350°C pendant 30 minutes environ dans un milieu exempt d'oxygène, puis ont avancé l'hypothèse

selon laquelle la catalyse en phase vapeur transformait les matières organiques en hydrocarbures à chaîne linéaire, très semblables à ceux que renferme le pétrole brut. Les analyses ont confirmé qu'il y avait production d'hydrocarbures aliphatiques, alors que tous les autres procédés de pyrolyse donnent des composés aromatiques et cycliques, quelle que soit la matière brute (par exemple, boues, cellulose ou ordures). Les chercheurs allemands ont obtenu des rendements en hydrocarbures de 18 à 27 p. 100 et des rendements en produits de carbonisation de 50 à 60 p. 100. Les pouvoirs calorifiques des hydrocarbures et des produits de carbonisation étaient respectivement de 39 et 15 MJ/kg environ.

En 1982, Environnement Canada a amorcé un important programme de développement et de démonstration visant à déterminer la viabilité de la technique de conversion des boues en combustibles et, finalement, à en faire la démonstration dans une installation à pleine échelle avec le concours du secteur privé. Jusqu'à ce jour, les travaux ont consisté à réaliser des essais préliminaires en discontinu afin de vérifier les résultats des Allemands, à mettre au point un réacteur continu expérimental, à faire des essais de transformation de plusieurs types de boues dans ce réacteur de laboratoire et à concevoir et à construire une installation pilote. On procède actuellement à la mise à l'essai de cette dernière.

Études en laboratoire

Un schéma du réacteur de laboratoire est donné à la figure 1. Le dispositif, dont la capacité de traitement est de 1 kg de boues sèches par heure, a servi à évaluer le rendement du procédé et à obtenir des renseignements en vue de la conception d'un réacteur grandeur réelle.

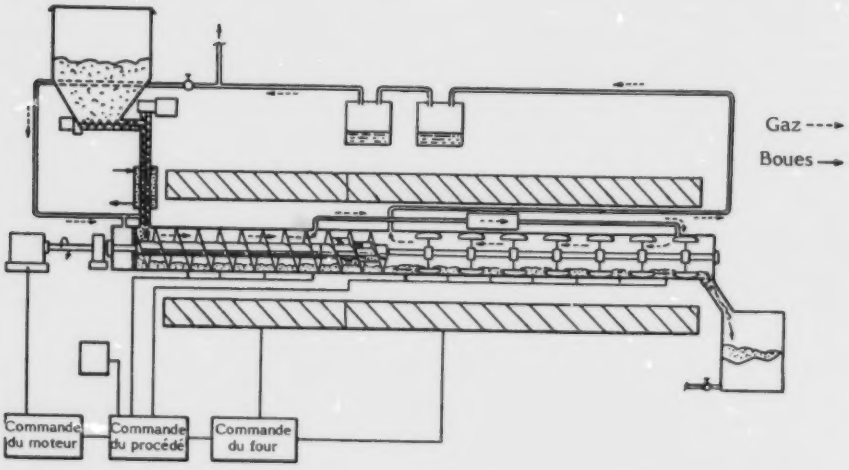

Fig. 1. Schéma du réacteur de laboratoire

Le réacteur comprend un compartiment de volatilisation, séparé du compartiment de mise en contact des produits de carbonisation avec les gaz par un joint hélicoïdal étanche à ces derniers. Le temps de séjour des matières solides (TSMS) dans le réacteur est commandé

par le débit d'alimentation des boues et la quantité de matières dans le réacteur, qu'on peut, dans les deux cas, faire varier. Le chargement du réacteur se fait au moyen d'un transporteur à vis sans fin étalonné. Dans le réacteur, les boues se déplacent au moyen d'un transporteur qui y est intégré. Quand les matières volatilisées sortent du premier compartiment, elles sont mises en contact avec les produits de carbonisation dans le second compartiment, soit à contre-courant, soit à co-courant. Les vapeurs produites sont condensées à l'extérieur du réacteur dans un condenseur refroidi à l'eau, puis séparées en hydrocarbures et en eau dite de réaction. Les gaz non condensables sont évacués par une cheminée. Un gaz inerte sert à vidanger l'oxygène du réacteur, la pression d'exploitation se situant généralement à moins de 2 kPa.

Dix-huit boues produites au Canada, aux États-Unis et au Royaume-Uni ont été transformées dans le réacteur. Les paramètres représentatifs du procédé sont résumés au tableau 1. Les détails des résultats obtenus à cette étape sont donnés dans Bridle et Campbell, 1983 et 1984; et Campbell et Bridle, 1985.

Tableau 1. Principaux résultats et paramètres de fonctionnement

	Boues brutes	Boues digérées
Débit d'alimentation (g/h)	750	750
Température (°C)	450	450
Durée de séjour des matières solides (mn)	20	20
HYDROCARBURES		
Rendement (%)	24 - 46	13 - 29
Viscosité (cSt)	23 - 62	9 - 87
Pouvoir calorifique (MJ/kg)	33 - 38	32 - 42
PRODUITS DE CARBONISATION		
Rendement (%)	40 - 66	41 - 73
Pouvoir calorifique (MJ/kg)	7 - 23	6 - 17
GAZ NON CONDENSABLES		
Rendement (%)	3 - 10	4 - 12
Pouvoir calorifique (MJ/kg)	2 - 6	4 - 6
EAU DE RÉACTION		
Rendement (%)	3 - 10	7 - 16

Au tableau 1, les boues résiduaires brutes mixtes et les boues ayant été soumises à une digestion anaérobie sont traitées de façons distinctes. On constate qu'en général, le rendement en hydrocarbures des boues brutes est supérieur à celui des boues digérées, ce à quoi on pouvait s'attendre, car les matières volatiles détruites par la digestion constituent les précurseurs des hydrocarbures. Le rendement en hydrocarbures varie de 13 p. 100, dans le cas d'une boue digérée par voie anaérobie, à 46 p. 100, dans le cas d'une boue brute mixte, et ce pourcentage est déterminé principalement par la température de fonctionnement et l'origine des boues. Le rendement en produits de carbonisation varie de 40 à 73 p. 100, quand la température de fonctionnement est optimale. Le rendement en gaz non condensables, qui est principalement fonction de la température de fonctionnement, varie de 3 à 12 p. 100. La production d'eau de réaction varie de 3 à 16 p. 100 et ne semble se corréler à aucune des variables de fonctionnement. L'efficacité thermique du réacteur expérimental est généralement supérieure à 95 p. 100.

Sur le plan opérationnel, le réacteur fonctionne aussi bien avec des boues brutes qu'avec des boues digérées. Ce sont principalement la quantité d'hydrocarbures produits

(supérieure avec les boues brutes) et leur viscosité (qui est moindre si les hydrocarbures proviennent de boues digérées plutôt que de boues brutes de même origine) qui peuvent varier. En général, les hydrocarbures tirés de boues digérées sont moins visqueux que ceux qu'on obtient avec des boues brutes.

La composition élémentaire des hydrocarbures est assez stable dans des conditions d'exploitation fort variées. Les pourcentages types de C, H, O, N et S sont respectivement de 76, 11, 6,5, 4 et 0,5 p. 100. En règle générale, les hydrocarbures contiennent moins de 7 p. 100 d'oxygène, mais on a parfois obtenu un pourcentage d'uniquement 2 p. 100. D'après les caractérisations détaillées réalisées à contrat par la Chemical Engineering Research Consultants Ltd. (CERCL), dans des conditions de fonctionnement précises, on obtient un mélange d'hydrocarbures essentiellement constitué d'alcanes saturés et d'une certaine quantité d'amines. Grâce à un procédé perfectionné qui est actuellement au stade de développement, on est parvenu, en laboratoire, à éliminer la moitié de l'azote résiduel et à améliorer considérablement la séparation des phases huileuses et aqueuses.

Les effets de la température sur le rendement en hydrocarbures et en produits de carbonisation font l'objet respectivement des figures 2 et 3. À la figure 2, le rendement en hydrocarbures est exprimé en fonction des matières volatiles plutôt que des matières solides totales, ce qui permet de normaliser les résultats afin de tenir compte du fait que les boues brutes sont généralement plus riches en matières volatiles que les boues digérées. Malgré cela, le rendement des boues brutes reste généralement supérieur à celui des boues digérées. On en déduit que les matières volatiles des boues brutes contiennent davantage de précurseurs des hydrocarbures que les boues digérées. Les matières volatiles détruites par la digestion représentent un pourcentage très élevé de ces précurseurs. Même si le rendement en hydrocarbures varie notablement d'une boue à l'autre, les effets de la température sont identiques pour toutes les boues. Le rendement en hydrocarbures augmente parallèlement à l'accroissement de la température, jusqu'à un maximum de 400 à 450 °C. Au-dessus de ces températures, il commence à diminuer, les conditions étant alors favorables à la formation de quantités croissantes de gaz non condensables. Faute de données suffisantes, il est impossible de tracer une courbe exacte du rendement en fonction de la température, mais, à toutes fins utiles, il est évident que l'optimum n'est pas un degré de température précis, mais plutôt une plage de températures. Pour l'ingénieur, ce phénomène revêt une importance capitale, car il révèle que le système offre une très grande stabilité (c.-à-d. que même si d'autres perturbations internes provoquent certaines variations de température, le procédé restera efficace). Aucune corrélation précise n'a été établie entre la température et le pouvoir calorifique des hydrocarbures, mais on a observé que la viscosité de ces substances diminue au fur et à mesure que la température augmente, ce qui révèle qu'il y a craquage thermique des hydrocarbures.

À la figure 3, le rendement en produits de carbonisation a été déterminé en fonction des matières solides totales, car c'est la fraction fixe de ces matières qui sera finalement transformée en produits de carbonisation. En général, le rendement en produits de carbonisation est plus élevé si on emploie une boue digérée plutôt qu'une boue brute de même origine. La relation qui existe entre le rendement en produits de carbonisation et la température diffère notablement de celle qui a été observée entre le rendement en hydrocarbures et ce paramètre. Avec l'élévation de la température, le rendement en produits de carbonisation diminue sans cesse jusqu'à ce qu'on atteigne la température maximale d'essai. Cela est dû au fait que davantage de matières solides sont transformées en vapeurs à mesure que la température augmente, ce qui laisse moins de matières susceptibles de se carboniser. En outre, le pouvoir calorifique des produits de carbonisation décroît parallèlement à l'augmentation de la température. Puisque, en général, on présume que les hydrocarbures sont les produits finals ayant le plus de valeur et les plus faciles à commercialiser, on devrait normalement fixer la température de fonctionnement de façon à maximiser le rendement en hydrocarbures et à faire la part du feu pour ce qui est du rendement en produits de carbonisation.

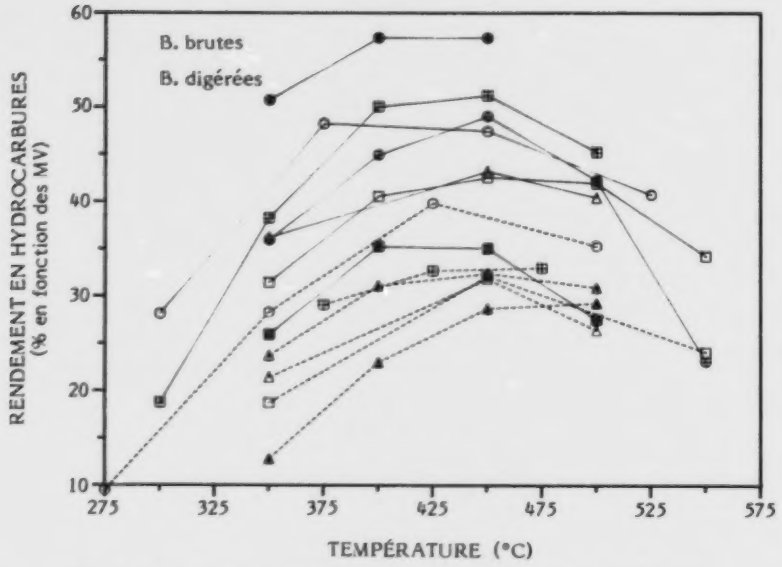

Fig. 2. Effets de la température sur le rendement en hydrocarbures (réacteur de laboratoire)

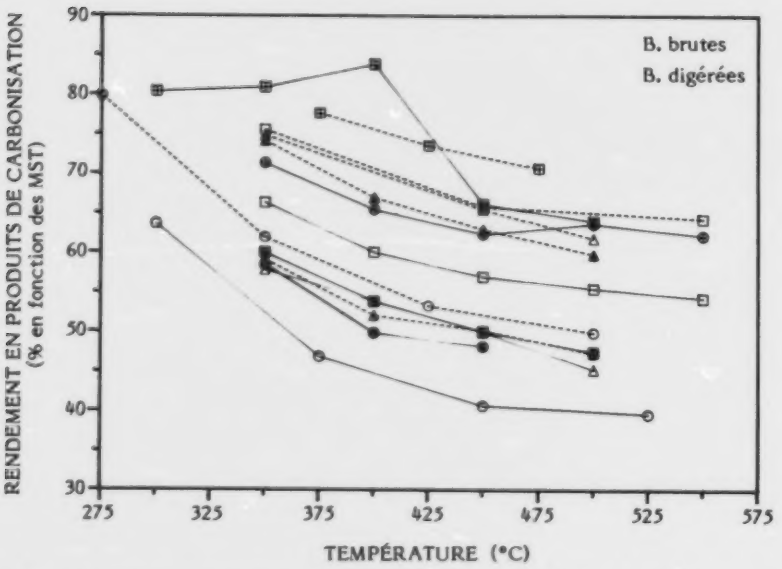

Fig. 3. Effets de la température sur le rendement en produits de carbonisation (réacteur de laboratoire)

Ces essais ont permis de comprendre l'influence des variables de fonctionnement sur le rendement du dispositif. La Société canadienne de brevets et d'exploitation, Limitée a eu recours aux résultats pour breveter le réacteur au nom du gouvernement canadien. Les données ont aussi servi à estimer de façon préliminaire les coûts du procédé et les économies d'énergie qu'il permet de réaliser et d'extrapoler par un coefficient de 40 l'échelle du réacteur, afin de passer du laboratoire à l'installation pilote.

Études pilotes

En 1985, Environnement Canada a passé un marché avec la Petro Sun International Incorporated (PSI) pour la conception, la construction et la mise en service d'un réacteur pilote capable de transformer une tonne de boues par jour afin de vérifier si les résultats obtenus en laboratoire et les économies d'énergie escomptées étaient exacts. Un schéma de l'installation pilote est donné à la figure 4. Elle comporte un récipient de stockage des boues d'une contenance de 1 m^3, un dispositif d'alimentation, un réacteur de 25 cm de diamètre et de 3,2 m de longueur, un dispositif d'évacuation des produits de carbonisation, un condenseur à contact direct (tour garnie), un séparateur d'hydrocarbures-eau et une chaudière autonome alimentée avec du propane et des gaz non condensables (les gaz chauds de la combustion servent à chauffer le réacteur). La configuration et le fonctionnement du réacteur sont les mêmes que ceux de l'installation de laboratoire; seule la méthode de chauffage diffère. Toute l'installation est montée sur une cale de 1,7 m sur 7,4 m, ce qui permet de la déplacer facilement. Elle se trouve à la station d'épuration de Woodward Avenue, dans la municipalité régionale de Hamilton-Wentworth. Elle a été mise au point et mise en service, et on y procède actuellement à des essais de performance poussés.

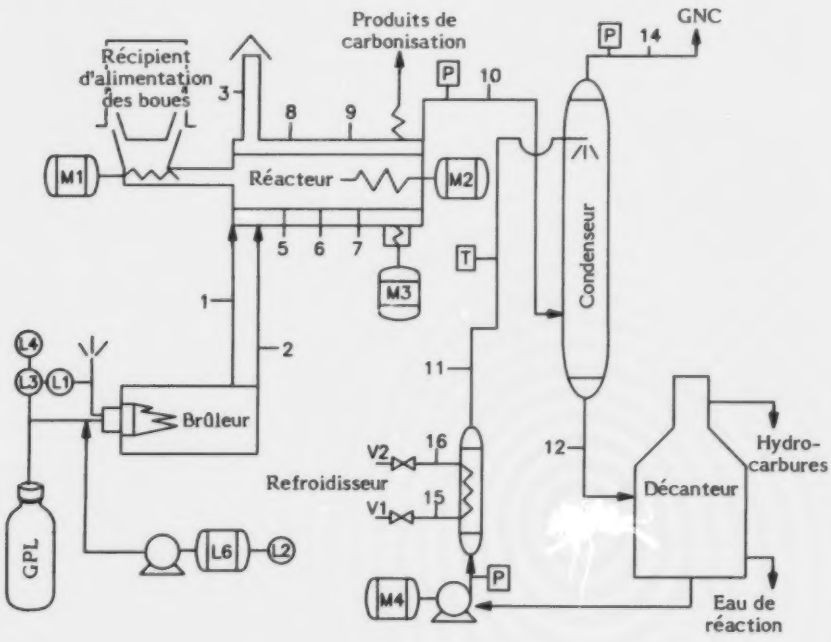

Fig. 4. Schéma de l'installation pilote

Le tableau 2 présente certains résultats aux fins de comparaison des rendements de l'installation pilote et du réacteur de laboratoire pour deux boues stabilisées. En laboratoire, les essais ont été réalisés dans des conditions optimales. Dans l'installation pilote, un certain nombre d'essais ont été effectués mais, puisque l'analyse des produits est inachevée, une seule donnée est présentée pour certains paramètres, tandis que pour d'autres, comme les gaz non condensables, aucune valeur n'est encore disponible. La mesure du rendement continuant à se perfectionner, les résultats des essais dans l'installation pilote sont encore préliminaires. En général, les paramètres des deux dispositifs sont tout à fait comparables. Le rendement en hydrocarbures et le pouvoir calorifique de ceux-ci sont essentiellement identiques. Les hydrocarbures obtenus à partir de la boue H dans l'installation pilote semblent un peu moins visqueux que ceux du réacteur de laboratoire. L'analyse élémentaire des hydrocarbures de l'installation pilote est en cours. Les rendements en produits de carbonisation des deux dispositifs sont généralement comparables, mais on n'en connaît pas encore les pouvoirs calorifiques. Dans les deux cas également, la production d'eau de réaction est semblable.

Tableau 2. Comparaison des résultats obtenus en laboratoire et dans l'installation pilote

	Boue R		Boue H	
	Labo	Pilote	Labo	Pilote
Débit d'alimentation (kg/h)	0,75	17	0,75	17
Température (°C)	450	450	425	425
Durée de séjour des matières solides (mn)	15	20	17	20
HYDROCARBURES				
Rendement (%)	15,6	10 - 14	12,3	9 - 13
Viscosité (cSt)	14,4	14 - 20	32,4	21 - 26
Pouvoir calorifique (MJ/kg)	42,5	43 - 45	41	41
PRODUITS DE CARBONISATION				
Rendement (%)	62,8	52 - 71	73,4	61 - 69
Pouvoir calorifique (MJ/kg)	8,6	inc.	5,9	inc.
GAZ NON CONDENSABLES				
Rendement (%)	8,1	inc.	3,3	inc.
Pouvoir calorifique (MJ/kg)	4	inc.	7,0	inc.
EAU DE RÉACTION				
Rendement (%)	10,6	10 - 17	6,6	5 - 12

inc. = résultats encore inconnus.

À ce stade, le réacteur pilote fonctionne normalement pour ce qui est de la manipulation des matières et, en général, la production et les caractéristiques des produits finals sont conformes aux prévisions. On se propose actuellement de transformer au moins trois boues et de déterminer l'influence de la température, du temps de séjour des matières solides, du débit d'alimentation, de la température de condensation et du régime de fonctionnement du réacteur sur le rendement. On pourra ainsi déterminer les valeurs limites du débit d'alimentation, de la température et des autres paramètres afin de concevoir un dispositif à pleine échelle capable de transformer de 20 à 65 tonnes de boues par jour.

Facteurs économiques

Pour l'élimination des boues, les traitements thermiques comme l'incinération sont coûteux. Lorsqu'on peut compter sur des solutions de rechange moins complexes et tout aussi efficaces, comme l'épandage ou l'immersion en mer, celles-ci sont invariablement plus économiques. Toutefois, pour maintes raisons, elles conviennent de moins en moins aux grandes agglomérations. Il en est ainsi pour l'épandage des boues dans les importantes villes industrielles, parce que la teneur en métaux lourds des boues y est excessive, et que le coût du transport devient prohibitif en raison de la distance de plus en plus grande qui sépare les terres qui peuvent servir à l'épandage et les grosses stations d'épuration. L'immersion est impensable pour les villes éloignées de la mer et, même si cette méthode est encore utilisée, elle risque fort d'être un jour prohibée. Il semble donc que les grosses villes devront de plus en plus avoir recours à une méthode thermique quelconque pour l'élimination des boues, car ces procédés minimisent le volume de produits résiduaires (en l'occurrence, des cendres). Pour que la conversion des boues trouve un créneau, elle doit être d'un coût comparable à celui des procédés d'incinération actuels.

Avant de comparer les coûts des procédés, on doit être certain que les valeurs dont on dispose quant aux techniques actuelles sont exactes. Or, on ne connaît pas les coûts exacts du traitement des boues. Dans de nombreuses usines, les installations ont été agrandies à diverses reprises à des intervalles de plusieurs années, et leurs exploitants ne peuvent que déterminer de façon très approximative les coûts globaux. Afin d'obtenir des chiffres exacts, Environnement Canada a eu recours aux services de la Proctor and Redfern Ltd. pour évaluer le coût total du traitement des boues dans quatre usines intégrées de l'Ontario (Proctor et Redfern, 1987). On a supposé au départ que le traitement des boues comprenait la digestion, l'épaississement, l'essorage, le conditionnement et l'incinération ainsi que l'élimination des cendres, même si les installations n'accomplissent pas toutes ces étapes. Les coûts d'immobilisations ont été relevés dans des contrats de construction, puis indexés aux valeurs de juillet 1986 à l'aide de l'Engineering News Record Construction Cost Index de Toronto. Les coûts d'entretien et de fonctionnement ont été déterminés à partir des dossiers des usines et des renseignements communiqués par les gestionnaires. Les coûts ont été traités de diverses façons, mais la méthode du coût total (fonctionnement et entretien plus le capital amorti) par tonne de boues brutes produites a été la plus utile. Les coûts totaux d'immobilisations ont été amortis sur 20 ans à un taux d'intérêt de 10 p. 100. Compte tenu de la production actuelle de boues, qui varie de 36 à 67 t/jour (poids sec), le coût total des boues varie de 350 à 1042 $ (dollars CAN de 1986) la tonne, ce qui représente 35, 50, 51 et 52 p. 100 du coût total de traitement des eaux usées dans les quatre usines étudiées. Aux boues sont imputables entre 48 et 60 p. 100 des coûts de fonctionnement globaux et de 32 à 51 p. 100 des immobilisations totales des usines.

Les coûts prévus de la transformation des boues en hydrocarbures ont été obtenus en deux étapes. En 1985, la Zenon Environmental Inc. a calculé, de façon préliminaire, les coûts d'une installation d'une capacité de traitement de 25 tonnes par jour en fonction des données obtenues en laboratoire. Ces coûts ont été actualisés par la Petro Sun en 1986 à la lumière de données supplémentaires, puis ils ont été extrapolés à une usine d'une capacité de 65 tonnes par jour, soit un volume qui se comparait favorablement à celui de l'une des usines retenues par Proctor et Redfern (c.-à-d. celle dont l'exploitation était la moins coûteuse - 350 $/t). Les immobilisations estimatives d'une usine de conversion comprennent les postes suivants: essorage, conditionnement, séchage, conversion, condensation, séparation des hydrocarbures et de l'eau, combustion des produits de carbonisation et élimination des cendres. Elles excluent la digestion anaérobie, laquelle n'est pas nécessaire dans une usine de conversion. Elles se fondent sur les prix ajustés des fournisseurs pour les procédés unitaires et sont amorties sur 20 ans à 10 p. 100 d'intérêt. Les coûts d'exploitation sont basés sur une estimation des besoins en main-d'oeuvre de chaque procédé unitaire. La consommation d'énergie repose sur des paramètres théoriques et sur les résultats obtenus avec le réacteur de laboratoire. Les coûts d'entretien représentent un certain pourcentage du coût total de l'équipement. On estime à 18,6 millions de dollars le coût de l'usine clés en main, ce qui équivaut à un coût unitaire de 207 $/t. On a supposé au départ que le rendement en hydrocarbures serait de 30 p. 100 du

poids total des matières solides et que ce combustible pourrait se vendre 0,20 $ le litre. À un tel prix de vente, le coût de traitement des boues est réduit à 148 $/t. Proctor et Redfern avait calculé un minimum de 350 $/t.

Signalons que les coûts proposés par Proctor et Redfern sont ceux de la construction d'une usine avec les techniques existantes en 1986. On n'a pas tenu compte des nouvelles techniques et stratégies d'exploitation qui peuvent en 1988 servir à la conception et réduire notablement les coûts. Cependant, les économies escomptées avec le procédé de conversion sont suffisamment importantes pour justifier la démonstration à pleine échelle afin de vérifier l'exactitude des estimations.

Retentissements de la nouvelle technique

La conversion thermique des boues en hydrocarbures offre à l'industrie du traitement des eaux usées un certain nombre d'avantages potentiels, dont la possibilité de réduire le coût du traitement des boues dans les villes, comme le démontre la section précédente.

De plus, on peut accroître le rendement énergétique des installations de traitements des boues, non seulement la production d'énergie mais aussi son utilisation proprement dite. Par le passé, on procédait généralement à la digestion anaérobie des boues afin de produire du méthane comme source d'énergie. Ce gaz servait habituellement à chauffer les digesteurs et, au besoin, toute l'usine. Malheureusement, en Amérique du Nord en général, le volume de méthane produit est insuffisant en hiver et excédentaire en été. Pendant la saison froide, il faut donc se procurer des combustibles d'appoint et, en été, on brûle le méthane excédentaire dans des torchères, à moins que cette source d'énergie puisse être utilisée à d'autres fins sur place. Une autre façon de récupérer l'énergie est de transformer les gaz chauds de combustion en vapeur et, finalement, en électricité. Ce procédé est intrinsèquement inefficace en raison du nombre de transformations nécessaires (transformation en énergie thermique, en énergie mécanique et en énergie électrique). Il faut ensuite trouver un marché pour l'énergie électrique et, au Canada, du moins, les centrales locales ne consentiront généralement qu'à payer une somme marginale pour chaque kilowatt-heure. La production d'hydrocarbures par conversion thermique des boues est, quand à elle, très efficace sur le plan énergétique. Elle ne requiert qu'une seule réaction thermochimique par catalyse dont le rendement est nettement supérieur à celui de la transformation de l'énergie mécanique en énergie électrique. L'efficacité thermodynamique du procédé est de 95 à 98 p. 100 (c.-à-d. que de 95 à 98 p. 100 de l'énergie recelée dans les boues sèches sont récupérés dans les divers produits). De surcroît, le procédé offre une grande souplesse. Le produit final peut être stocké et transporté, de sorte que les hydrocarbures peuvent être utilisés sur place ou ailleurs et seulement quand on le désire. Les hydrocarbures peuvent donc être employés d'une multitude de façons: à l'usine, dans la localité ou dans une raffinerie (comme matière première).

Un autre avantage majeur du procédé concerne la conception et l'exploitation d'une usine d'épuration dans son ensemble. Par le passé, les stations d'épuration des eaux à forte charge étaient handicapées par la forte production de boues ainsi que par les coûts de traitement en aval qui leur sont associés. Avec la conversion des boues en hydrocarbures, l'augmentation du volume des boues se traduit par une production accrue d'hydrocarbures; par conséquent, le produit des ventes d'hydrocarbures fait contrepoids au coût accru du traitement des boues. La plupart des stations d'épuration sont dotées d'un système de digestion anaérobie, qui sert à stabiliser les boues ainsi qu'à réduire le volume de boues devant subir un traitement ultérieur. Comme il a été mentionné antérieurement, la production de méthane ne constitue pas une méthode de récupération de l'énergie particulièrement efficace, et toutes les matières volatiles transformées en méthane sont perdues pour la transformation en hydrocarbures. L'élimination des digesteurs représente une importante économie quant aux coûts d'immobilisations d'une station d'épuration, et l'essorage des boues brutes peut être moins coûteux et plus performant.

On a supposé au départ que la construction d'une nouvelle installation de traitement des boues s'imposait. Or, le procédé de conversion peut également être intégré dans une installation existante, qu'on aura modernisée. Par exemple, une partie des boues converties en hydrocarbures pourrait servir à incinérer les boues non autogènes, ou la combustion des produits de carbonisation pourrait être réalisée dans un incinérateur déjà en place. Bien que l'on n'escompte pas qu'une telle modernisation permette de réaliser des économies aussi importantes que dans le cas d'une installation clés en main, le procédé peut réduire considérablement les coûts de traitement des boues et offrir une plus grande souplesse.

L'implantation des nouvelles installations de conversion des boues en hydrocarbures pourrait se faire de diverses façons : la collectivité qui possède les installations peut se charger elle-même de leur exploitation ou la confier à une entreprise privée, ou la construction et l'exploitation peuvent être laissées entièrement entre les mains du secteur privé. C'est cette dernière option qui aura probablement les plus grandes incidences sur l'industrie. Ainsi, si une société est liée à une agglomération par un contrat à long terme pour éliminer ses déchets en échange d'une rémunération forfaitaire, les profits seront alors directement fonction de la quantité et de la qualité des hydrocarbures produits. L'usine se trouvera dans la même situation qu'une usine chimique qui vend ses produits et dont les profits sont directement proportionnels à la performance et à l'efficacité du procédé.

Le procédé ne devrait pas donner lieu à des problèmes écologiques particuliers. L'eau de réaction et les gaz non condensables peuvent être éliminés sans aucun effet nuisible dans l'incinérateur de produits de carbonisation, permettant ainsi de récupérer l'énergie qu'ils renferment. Le bilan des matières montre que tous les métaux restent dans le produit carbonisé et qu'ils resteront dans les mâchefers (où ils seront donc immobilisés) et ne devraient présenter aucun problème d'élimination. On évalue actuellement au CTEU les répercussions écologiques de la combustion des hydrocarbures.

Point sur les travaux

Après la mise au point et le démarrage de l'installation pilote, les résultats préliminaires semblent comparables à ceux qu'on a obtenus avec le réacteur de laboratoire. À l'heure actuelle, on procède à une évaluation détaillée de l'installation pilote, évaluation que l'on prévoit terminer au début de 1988, et on tente de trouver un emplacement pour construire une usine pilote à grande échelle. La conception de cette dernière devrait être terminée au cours de 1988, et on prévoit que la construction s'étalera sur 1989 et 1990 et que le démarrage aura lieu à la fin de 1990.

Remerciements

Nous voulons exprimer notre reconnaissance pour l'appui technique que nous ont fourni les entrepreneurs aux diverses étapes du programme, de même que pour l'aide financière qui nous a été donnée par le ministère des Approvisionnements et Services ainsi que par le Comité de la recherche et du développement énergétiques.

Références

Bayer, E. et M. Kutubbudin (1982). Low Temperature Conversion of Sludge and Waste to Oil, compte rendu du Congrès international sur le recyclage, Berlin, R.F.A.

Bridle, T.R. et H.W. Campbell (1983). Liquid Fuel Production from Sewage Sludge, communication présentée à la Troisième réunion des spécialistes canadiens de la liquéfaction de la biomasse organisée par l'ENFOR, Sherbrooke (Québec).

Bridle, T.R. et H.W. Campbell (1984). La conversion des boues d'épuration en combustible liquide, communication présentée à la Septième Conférence annuelle de l'AQTE, Montréal (Québec).

Campbell, H.W. et T.R. Bridle (1985). Sludge Management by Thermal Conversion to Fuels, compte rendu de la Conférence intitulée: New Directions and Research in Waste Treatment and Residuals Management, Vancouver (C.-B.).

Proctor et Redfern (1987). Development of a Methodology to Investigate the Cost-Effectiveness of Various Sludge Management Systems, rapport final (DSS-UP-205) présenté à Environnement Canada.

Shibata, S. (1939). Procédé de fabrication d'une huile combustible à partir de boue digérée, brevet français 838,063.

L'AMÉLIORATION DE L'EFFICACITÉ HYDRAULIQUE DES INSTALLATIONS DE TRAITEMENT ANAÉROBIE À FORTE CHARGE

Eric R. Hall

Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

Résumé

Pour maintenir à long terme le rendement d'élimination des substances organiques d'une installation de traitement anaérobie à forte charge, il faut éviter toute accumulation excessive de biomasse, qui a un effet nuisible sur les caractéristiques hydrauliques du réacteur. Toutefois, il est difficile de mesurer directement la quantité de biomasse qui s'accumule dans les réacteurs fermés à pellicule fixe employés généralement pour ce type de procédé. Par suite d'essais pilotes poussés, une méthode combinant un traceur et une technique de régression a été mise au point pour évaluer indirectement l'accumulation de biomasse et les déficiences hydrauliques. Des études à long terme intégrant cette technique ont abouti à la conception d'un nouveau réacteur anaérobie. Une installation à l'échelle réelle de ce type a été utilisée à Hardee Farms, à Lambeth (Ontario), et à la station d'épuration Lakeview, à Mississauga (Ontario).

Introduction

L'utilisation de temps de séjour prolongés des matières solides dans les bioréacteurs a permis de mettre au point de nombreux nouveaux systèmes anaérobies qui se prêtent au traitement des eaux usées chargées de matières organiques. Contrairement aux systèmes de traitement classiques, ces procédés anaérobies ont une consommation d'énergie minimale, voire nulle, et réduisent considérablement les quantités de boues qui doivent finalement être éliminées.

Les techniques de traitement anaérobie à forte charge ont récemment évolué, depuis qu'on a reconnu qu'il fallait optimiser au moins quatre variables des procédés tertiaires:

- la cinétique microbienne;
- les concentrations de la biomasse dans les réacteurs;
- les caractéristiques de transfert de masse des réacteurs;
- le temps de rétention hydraulique (TRH).

En règle générale, la cinétique des populations biologiques n'est pas à la portée de l'ingénieur concepteur, car elle dépend principalement de la nature des eaux usées et de la composition de la population microbienne qui se développe spontanément au cours du traitement. On peut toutefois y exercer un certain contrôle en modifiant l'environnement du réacteur. D'après plusieurs chercheurs, on peut améliorer le rendement d'un procédé anaérobie en modifiant la température, le pH et le potentiel d'oxydo-réduction et en ajoutant certains micro-nutriants et macro-nutriants.

La majorité des nouveaux réacteurs anaérobies a été conçue de manière à maximiser les concentrations de biomasse et le transfert de masse afin de réduire le temps de rétention hydraulique requis. De nombreux utilisateurs potentiels de ces techniques anaérobies croient que ces objectifs sont incompatibles. À mesure que les concentrations de biomasse augmentent dans un réacteur d'un volume donné, le transfert de masse peut être atténué de sorte que les temps de rétention hydraulique véritables peuvent être trop courts et donc peu pratiques. Comme le confirment certains rapports, des problèmes d'obturation et de formation de canaux sont survenus dans les filtres anaérobies utilisés en laboratoire (Friedman *et al.*, 1981; Young et Dahab, 1983) et dans les lits bactériens à garnissage

utilisés dans les installations anaérobies à l'échelle réelle (Taylor et Burm, 1973; Sheridan, 1982).

Au Centre technique des eaux usées d'Environnement Canada, plusieurs appareils pilotes de traitement anaérobie à forte charge, qui sont sur le marché, ont été exploités dans des conditions contrôlées pendant plus de quatre ans (Hall et Melcer, 1984). L'un des objectifs de ce programme était de comparer les effets de l'accumulation à long terme de la biomasse sur le rendement de chacun des réacteurs. Certains résultats obtenus avec deux des systèmes mis à l'essai et révélant des lacunes possibles à l'étape de la conception sont donnés ci-dessous. Les corrections qui s'imposaient ont été apportées à deux installations à grande échelle de traitement anaérobie construites récemment, intégrant les caractéristiques d'un réacteur hybride.

Matériel et méthodes

Installations pilotes

Les deux appareils qui ont été évalués au cours de cette étude sont le réacteur à filtre anaérobie (FA) et le réacteur anaérobie à lit de boue à courant ascendant (ALBCA). Le tableau 1 donne certaines caractéristiques de chacune des installations pilotes.

Tableau 1. Caractéristiques des installations anaérobies pilotes

Réacteur	Support	Volume (litres)	
		Vide initial	Lit vide
FA	Norton Actifil de 9 cm	900	950
ALBCA	Aucun	1100	1100

Dans le réacteur à filtre anaérobie (figure 1), les eaux usées sont injectées vers le haut à travers un lit immergé à garnissage plastique en vrac. Les matières biologiques produites par la biomasse se fixent à la surface du support ou se logent, au moment de la décantation, dans les anfractuosités du lit. La superficie spécifique des supports de ce type est relativement limitée (114 m^2/m^3), mais étant donné que le procédé permet de retenir tant la biomasse fixée que la biomasse libre, les très fortes concentrations de biomasse produites compensent du moins partiellement la piètre performance du système en ce qui a trait au transfert de masse. Le volume vide initial du support est élevé (0,95), ce qui maximalise l'aire volumique de traitement disponible tant et aussi longtemps que la biomasse n'est pas excessive.

Le réacteur ALBCA ne comporte qu'une biomasse non fixée et ne requiert donc aucun garnissage (figure 1). Comme l'ont déjà expliqué Lettinga *et al.* (1979), des "granules" de micro-organismes anaérobies doivent se former dans le réacteur ALBCA pour que le procédé soit performant. Ces granules de biomasse peuvent atteindre des diamètres de 1 à 2 mm, produisant ainsi des particules dont la vitesse de décantation est fort élevée. La biomasse peut alors être retenue par sédimentation dans un lit de boue dont les teneurs en matières en suspension volatiles (MeSV) varient de 40 à 100 g/l. Au-dessus du voile de boue repose un lit de biomasse davantage diffuse, où les particules ont une plus faible vitesse de décantation. L'élimination biologique de la DCO s'effectue dans l'ensemble du lit et du voile de boue. Les bulles de biogaz qui sont produites au cours du traitement anaérobie dans le lit sont enlevées au moyen d'un séparateur de gaz immergé. La séparation des matières solides et des liquides est réalisée dans une zone de décantation intermittente, située au-dessus du séparateur de gaz. Dans cette zone, toutes les surfaces

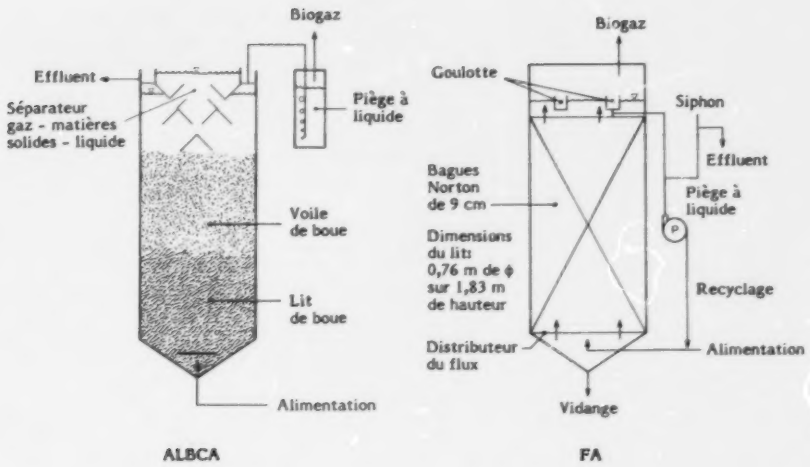

Fig. 1. Réacteur anaérobie à lit de boue à courant ascendant (ALBCA) et réacteur à filtre anaérobie (FA) pilotes

ont une forte pente de manière à ce que les matières solides décantées puissent être réintroduites dans le lit et le voile de boue.

Au cours des quatre années d'étude, les conditions de fonctionnement des deux installations pilotes ont fortement varié en fonction des caractéristiques des eaux usées traitées et des variables étudiées pendant les expériences. Le tableau 2 donne les plages types des conditions de fonctionnement. Le démarrage initial du réacteur a été décrit antérieurement (Hall et Jovanovic, 1983).

Tableau 2. Conditions de fonctionnement du réacteur anaérobie

Paramètre	Plage type
DCO des boues à traiter (mg/l)	5 000 - 36 000
Temps de rétention hydraulique (d)	0,5 - 2,0
Charge organique (kg de DCO/m^3 . d)	5,0 - 30,0
Production de biogaz (m^3/m^3 . d)	0,5 - 6,0
Recyclage/alimentation (m^3/m^3)	0 - 10,0

Évaluation du rendement hydraulique du réacteur

On a supposé au départ qu'au cours d'une période prolongée de fonctionnement, l'accumulation de biomasse pourrait modifier les caractéristiques hydrauliques internes des réacteurs FA et ALBCA. En particulier, on prévoyait que le volume mort de biomasse augmenterait. On s'attendait également à ce que les eaux passent directement de l'entrée à la sortie ou forment des canaux si les concentrations de biomasse devenaient excessives.

Des estimations quantitatives de ces caractéristiques hydrauliques ont été faites périodiquement au moyen d'un traceur et de la modélisation non linéaire de l'écoulement. Une description détaillée de la technique d'analyse de la distribution des temps de séjour (DTS) est donnée par Hall (1984).

Mesure de la biomasse dans le réacteur

Dans le réacteur ALBCA, la biomasse a été estimée à maintes reprises au moyen d'échantillons prélevés en des points échelonnés à des intervalles réguliers sur toute la hauteur du réacteur. On a alors utilisé les teneurs en matières en suspension volatiles (MeSV) de chaque échantillon pour calculer la biomasse totale du réacteur ALBCA. À des intervalles moins fréquents, le réacteur a été vidangé dans un bassin à l'air libre, et des échantillons y ont été recueillis afin de mesurer directement la biomasse totale.

Pour mesurer la biomasse libre dans le réacteur FA, ce dernier a été vidé dans un bassin à découvert afin d'y prélever des échantillons de matières solides. En règle générale, on a aussi mesuré les matières précairement fixées après avoir rempli de nouveau le réacteur FA avec l'effluent qui avait été préalablement stocké à cette fin. Le liquide de rinçage a aussi été recueilli dans un bassin à découvert, et des échantillons supplémentaires ont été prélevés pour l'analyse des MeSV. Toutes les matières libres ont habituellement été éliminées après l'exécution des mesures.

Après avoir vidé et rincé le lit bactérien, on a présumé que la fraction du volume vide initial du réacteur, qui n'a pu être rétablie après vidange, constituait une zone morte ou stagnante occupée principalement par un biofilm fixé. Pour en prélever des échantillons, on a raclé le biofilm en plusieurs points dans le lit, puis on en a mesuré le volume en faisant circuler de l'eau distillée. On a alors mesuré les matières volatiles totales des échantillons afin de déterminer la concentration volumétrique des matières solides, puis on a multiplié la concentration moyenne de celles-ci par le volume présumé du biofilm du réacteur pour estimer la biomasse totale fixée.

Essais en régime pseudo-permanent

À plusieurs intervalles au cours de l'étude qui s'est échelonnée, au total, sur quatre ans, une série d'essais en régime pseudo-permanent ont été réalisés afin d'examiner le rendement à court terme des réacteurs, à divers régimes de fonctionnement. Par exemple, pendant la troisième année, on a étudié les effets des charges de matières organiques et du recyclage des effluents sur les réacteurs. Un plan d'expérience factoriel a servi à établir les rapports des charges et du recyclage avec le débit d'alimentation (R/A), qui devaient être utilisés au cours d'une série aléatoire d'essais de deux semaines. Le plan d'échantillonnage retenu était un simple plan d'expérience factoriel de 2^2 prévoyant des doubles au centre afin d'estimer la variance.

Au début de chaque essai, on a réglé la charge de matières organiques et le rapport R/A du réacteur aux valeurs prévues dans le plan d'expérimentation (tableau 3), puis on a surveillé quotidiennement l'effluent et les biogaz afin d'évaluer la performance du procédé. On a réglé les charges de matières organiques en variant le débit d'alimentation des eaux brutes. À l'exception des deux variables d'étude retenues, les conditions générales de fonctionnement étaient identiques à celles décrites antérieurement par Hall et Jovanovic (1983). Les eaux usées qui ont servi aux essais étaient une liqueur de conditionnement thermique des boues provenant de la station d'épuration des eaux Lakeview, située à Mississauga (Ontario) (tableau 4).

Échantillonnage et analyse

Lorsque les conditions le permettaient, des échantillons composés ont été prélevés sur une période de 16 heures pour analyse chimique. En règle générale, la préparation et l'analyse

des échantillons ont été réalisées conformément aux *Standard Methods* (1980). La demande chimique en oxygène a été calculée au moyen de la méthode de culture en éprouvettes de Knechtel (1978).

Tableau 3. Plan des essais en régime pseudo-permanent

Essai	Valeurs prévues	
	Charges organiques (kg de DCO/m^3 . d)	R/A (m^3/m^3)
1	12,5	4
2	20,0	8
3	5,0	0
4	12,5	4
5	5,0	8
6	20,0	0

Tableau 4. Caractéristiques de la liqueur de conditionnement thermique

Paramètre	Teneur (mg/l)	
	50 %*	90 %*
DCO	11 500	15 100
DCO filtrée	10 300	13 800
AKT	870	1 120
P total	56	78
NH_4 en N	320	450
MeST	300	880
MeSV	270	660
Acides volatils		
C_2	720	1 240
C_3	370	720
C_4	120	250
pH	4,5 - 5,0	

* Pourcentage des observations où les valeurs étaient inférieures aux teneurs indiquées.

Résultats et analyse

Pertes de matières en suspension volatiles dans les réacteurs FA et ALBCA

Au cours des essais en régime pseudo-permanent décrits au tableau 3, on a, de façon aléatoire, fait varier considérablement les plages des variables, soit le débit d'alimentation des eaux brutes (figure 2A) et la vitesse de recyclage des effluents (figure 2B) du réacteur anaérobie. Au moment d'amorcer le premier essai, le 87e jour de l'étude, les réacteurs FA et ALBCA avaient préalablement fonctionné pendant 60 jours environ à une charge organique de 10 kg de DCO/m^3 . d et un R/A de zéro. Au cours de la 87e journée, on a augmenté la charge organique à 12,5 kg de DCO/m^3 . d, et un R/A de 4,0 a été retenu pour le recyclage de l'effluent. Les variables des essais ultérieurs sont données au tableau 3.

La figure 2C, qui donne les rendements d'élimination de la DCO au cours de la période d'étude, permet de constater certaines caractéristiques de performance des deux réacteurs anaérobies fonctionnant en régime pseudo-permanent. La liqueur de conditionnement thermique consistait essentiellement en une eau usée soluble où environ 80 p. 100 de la DCO étaient biodégradables. Le pourcentage d'élimination de la DCO a été calculé au moyen d'échantillons d'eaux brutes non filtrées et d'effluents filtrés. Même si le pourcentage d'élimination du réacteur ALBCA était légèrement inférieur à celui du

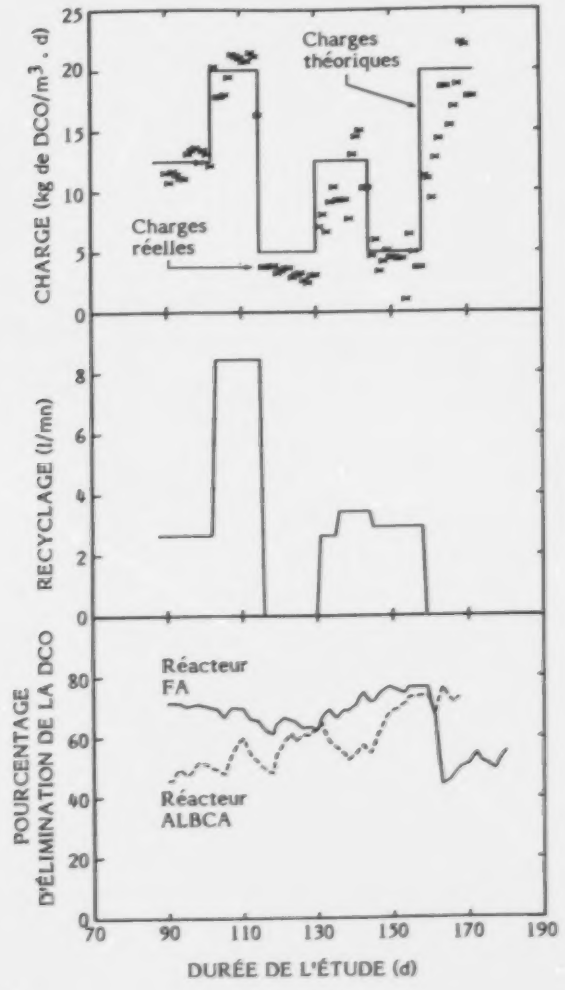

Fig. 2. Conditions de fonctionnement et rendements d'élimination de la DCO observés au cours des essais

réacteur FA pendant la majeure partie de la période d'essai, les deux systèmes ont fourni un rendement comparable jusqu'au 160e jour. Avant cela, le pourcentage moyen de réduction de la DCO était de 70 p. 100 dans le réacteur FA et de 60 p. 100 dans le réacteur ALBCA.

Le 6e essai a été amorcé au cours de la 159e journée de l'étude. Dans le réacteur FA, le pourcentage d'élimination de la DCO a temporairement diminué à 40 p. 100 avant de se rétablir à 55 p. 100. Le réacteur ALBCA n'a pas fonctionné aux fortes charges prévues pour le 6e essai. Au lieu de cela, on a maintenu la faible charge employée antérieurement. Au cours de la 164e journée d'étude, le réacteur ALBCA a été mis hors service pour éviter qu'une élimination excessive de la biomasse n'entraîne l'échec complet du traitement.

Au début des essais en régime pseudo-permanent, la biomasse totale estimée dans chaque réacteur était d'environ 20 kg de MeSV. Ces estimations ont été obtenues en prélevant directement des matières solides dans le réacteur ALBCA et en mesurant la DTS/vidange dans le FA. Dans le réacteur ALBCA, pratiquement 100 p. 100 de la biomasse pouvaient être considérés comme étant libres. Dans le réacteur FA, 40 p. 100 des MeSV totales étaient également libres. En examinant les matières libres dans les deux réacteurs, on s'est rendu compte que leurs propriétés physiques étaient similaires. Aucun granule de boue n'a été relevé quand on a traité la liqueur de conditionnement thermique. Toutefois, la précipitation des sels de fer et de calcium a produit une importante fraction de matières inorganiques, ce qui a réduit le rapport MeSV/MeST à moins de 0,50, donnant ainsi une boue diffuse sableuse.

Même si les deux réacteurs contenaient des quantités similaires de biomasse libre, avant que les essais en régime pseudo-permanent ne soient amorcés, les deux appareils ont réagi différemment aux variations de la charge en matières organiques et du rapport R/A. La figure 3 donne les concentrations de MeSV mesurées dans les effluents des réacteurs FA et ALBCA pendant les essais. Juste après la mise en marche de la pompe de recyclage, au cours de la 88e journée de l'étude, on a observé des pertes de matières solides dans les effluents des deux réacteurs. Les teneurs en MeSV de l'effluent du réacteur FA ont augmenté à 1500 mg/l et se sont ainsi maintenues pendant toute la durée du premier essai, puis ont diminué à une moyenne de 500 mg/l. Cette teneur s'est maintenue au cours des essais ultérieurs, quoiqu'on ait modifié à plusieurs reprises les conditions de fonctionnement du réacteur FA. Dans les mêmes conditions de fonctionnement, les pertes de matières solides ont été beaucoup plus importantes dans le réacteur ALBCA. Les teneurs en MeSV de l'effluent de ce dernier ont augmenté rapidement pour atteindre 6000 mg/l au cours du premier essai, et elles ne sont jamais revenues entièrement aux valeurs initiales. Au cours de la 164e journée, il a fallu mettre ce réacteur hors service, car la quantité de biomasse avait diminué de façon critique.

Les rendements différents des deux systèmes révèlent que lorsqu'on produit une boue anaérobie non granulaire, un réacteur à forte charge muni d'un lit bactérien avec garnissage en vrac offre une meilleure stabilité de traitement. La présence d'un biofilm fixé à la surface du garnissage évite qu'il y ait évacuation totale de la biomasse. En outre, et ce qui importe davantage, le lit bactérien à garnissage proprement dit semble réduire les pertes de matières libres lors de conditions transitoires.

On ne comprend pas bien les mécanismes qui permettent la rétention de la biomasse libre dans un filtre anaérobie à garnissage. Young et McCarty (1968) ont observé que les bulles de gaz qui montent à la surface des réacteurs FA ont tendance à entraîner des particules de boues vers le haut. Cependant, une fois qu'elles entrent en contact avec une surface supérieure fixe, les bulles se dégagent des particules. Ensuite, les particules sont décantées et retrouvent leur position initiale, et les bulles de gaz continuent de monter. En supposant que le contact avec cette surface est le phénomène qui provoque cette séparation, l'utilisation d'un garnissage en vrac permettrait d'accroître au maximum les possibilités de contact avec les bulles de gaz et les particules de boues ascendantes. Pour leur part, les garnissages modulaires, qui sont davantage orientés à la verticale, risquent d'offrir une moins bonne efficacité de rétention de la biomasse anaérobie libre.

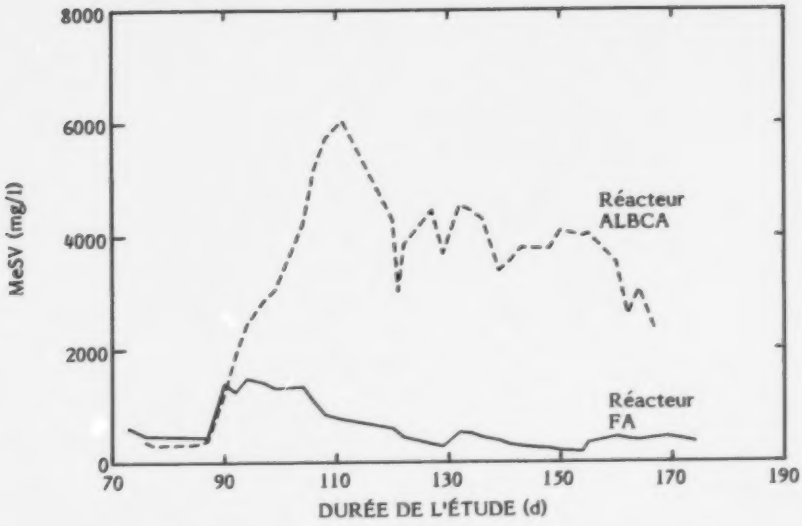

Fig. 3. Matières en suspension volatiles mesurées dans les effluents au cours des essais en régime pseudo-permanent

Études hydrauliques

Des traceurs ont été employés pour évaluer les changements à long terme des caractéristiques de mélange dans les deux réacteurs anaérobies. On a pu estimer le Qu (écoulement utile) et le Vu (volume utile du réacteur) en appliquant un modèle hydraulique aux résultats des études au traceur. La fraction utile de l'écoulement total des eaux brutes est celle qui se dirige dans la zone de traitement du réacteur. Le volume utile représente la fraction du volume vide initial du réacteur où il y a mélange et constitue donc la zone de traitement du système. Dans un réacteur anaérobie à forte charge, tant le Qu que le Vu risquent de diminuer si l'accumulation de la biomasse provoque un colmatage et la formation de canaux.

Les résultats de plusieurs études au traceur du rendement des réacteurs FA et ALBCA, échelonnées au cours de la période de quatre ans, sont donnés aux figures 4 et 5. Sont également précisées les teneurs estimatives en biomasse de chacun des réacteurs. La figure 4 présente les valeurs des deux composantes de la biomasse, soit les MeSV fixées (MeSVF) et les MeSV totales (MeSVT). La courbe en dents de scie résulte de la purge des MeSV libres au début du traitement et des MeSVF au cours des 1068^{e} et 1213^{e} jours. À la figure 5, toute la biomasse contenue dans le réacteur ALBCA est constituée de MeSV libres. Aucune purge des matières solides n'a dû être effectuée dans le réacteur ALBCA.

Dans le réacteur FA, le Qu et le Vu ont notablement diminué au cours des trois premières années de fonctionnement (figure 4). L'élimination périodique des MeSV libres a permis de limiter la diminution de la biomasse, mais non pas d'y mettre totalement fin. En conséquence, au cours de la 1054^{e} journée, le volume utile ne représentait que 55 p. 100 du volume vide initial, et 30 p. 100 environ des eaux brutes ne traversaient pas le lit. À ce stade, on a tenté à plusieurs reprises, mais sans résultat, d'éliminer une partie du biofilm

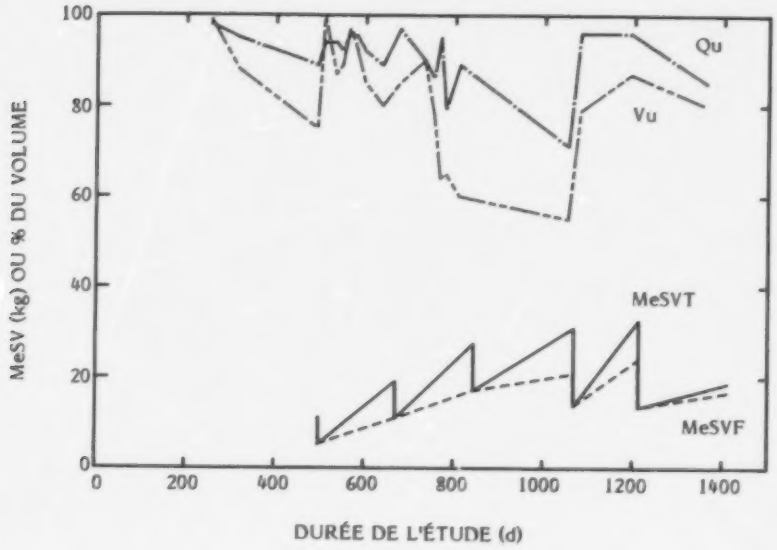

Fig. 4. Caractéristiques de mélange et teneur en biomasse du réacteur à filtre anaérobie

fixé par recirculation rapide de l'effluent ou par diffusion des biogaz sous le lit. Au cours de la 1069e journée, on a réussi à éliminer 35 p. 100 environ du biofilm fixé au support en vidant d'abord le lit, puis en créant un courant descendant d'effluent. Cela a amélioré immédiatement le comportement hydraulique du réacteur FA, et a eu des effets négligeables sur la performance. On a répété cette opération ultérieurement, et les résultats ont été satisfaisants.

Pendant cette même période d'étude de quatre ans, les quantités de biomasse mesurées dans le réacteur ALBCA étaient fort similaires (figure 5). Toutefois, d'après les résultats des études au traceur, le volume utile du réacteur ALBCA n'a jamais été inférieur à 80 p. 100 du volume vide initial. En fait, le pourcentage de volume utile était habituellement supérieur à 90 p. 100. De même, en moyenne, seulement 3 p. 100 des eaux brutes sont passés directement de l'entrée à la sortie du réacteur.

Si l'on compare les données des figures 4 et 5, on constate que quand les inventaires de biomasse étaient comparables dans les réacteurs, c'est le réacteur ALBCA qui offrait le meilleur rendement hydraulique interne. En fait, pratiquement la totalité du volume liquide du réacteur est restée bien mélangée, et très peu de liquide n'a pas été traité. Avec une quantité de biomasse retenue similaire, la présence de support dans le réacteur FA a produit une nette détérioration des caractéristiques de mélange du réacteur au cours d'une longue période de fonctionnement. La seule façon de remédier aux problèmes survenus a été de mettre le réacteur hors service pour enlever la biomasse excessive, ce qui a dû être effectué à des intervalles réguliers.

Configuration du réacteur hybride

Comme on peut le constater dans les paragraphes précédents, les réacteurs FA et ALBCA présentent certains avantages distincts pour le traitement anaérobie ainsi que des

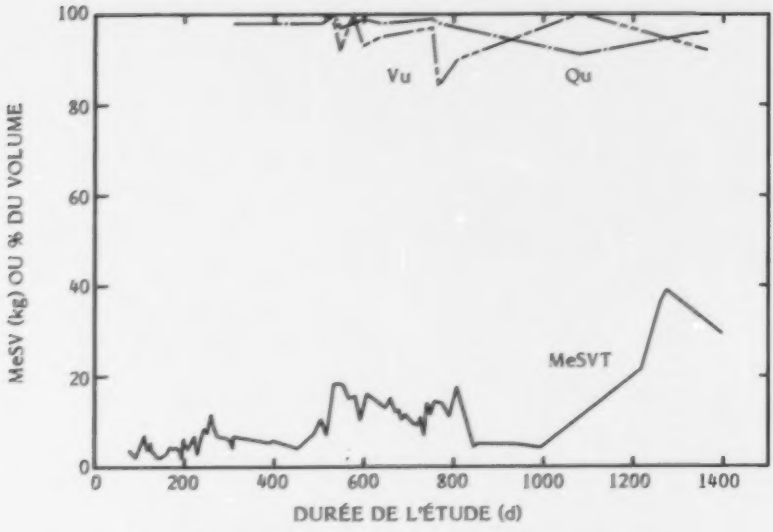

Fig. 5. Caractéristiques de mélange et teneur en biomasse du réacteur anaérobie à lit de boue à courant ascendant

inconvénients qui pourraient être majeurs. Pour combler les lacunes de chacun des réacteurs, divers chercheurs ont proposé de combiner des éléments de base de chacun d'entre eux pour construire un réacteur anaérobie hybride tout à fait nouveau. On a ainsi obtenu un système constitué, dans sa partie inférieure, d'un réacteur ALBCA et, dans sa partie supérieure, d'un réacteur FA.

Le concept du réacteur anaérobie hybride vient d'Olthof et Oleszkiewicz (1982) qui ont traité de ses applications dans l'épuration des eaux résiduaires industrielles. Lettinga *et al.* (1983) ont donné un aperçu des avantages et des inconvénients d'un procédé combiné ALBCA-FA. En 1984, Guiot et van den Berg ont signalé qu'ils avaient obtenu une efficacité de conversion de la DCO de 90 p. 100 avec un réacteur hybride de laboratoire, capable de traiter des substrats organiques à des charges atteignant jusqu'à 25 kg de DCO/m^3 . d. Selon eux, les bagues en plastique employées dans la zone de garnissage constituent un mécanisme efficace pour retenir la biomasse dans le lit de boue.

Compte tenu des difficultés de fonctionnement auxquelles on s'est heurté avec les réacteurs ALBCA et FA et des résultats encourageants obtenus en laboratoire par Guiot et van den Berg, l'installation pilote à filtre anaérobie de 1 m^3, située au Centre technique des eaux usées, a été transformée en une installation hybride (figure 6). Seul le volume utile de la zone de garnissage a été modifié. Dans le réacteur hybride du Centre, la zone de garnissage occupe 45 p. 100 de la partie supérieure du volume vide du lit, ce qui permet l'accumulation de la biomasse libre du lit de boue dans la partie inférieure (55 p. 100 du volume). Le démarrage s'est fait en juin 1984 avec des eaux résiduaires d'une fabrique de pâtes et papiers.

L'absence de support dans la partie inférieure du réacteur hybride permettra peut-être de régler les problèmes hydrauliques qui surviennent avec des lits à garnissage (FA). Comme l'ont mis en évidence les études au traceur effectuées dans le réacteur ALBCA, le voile de

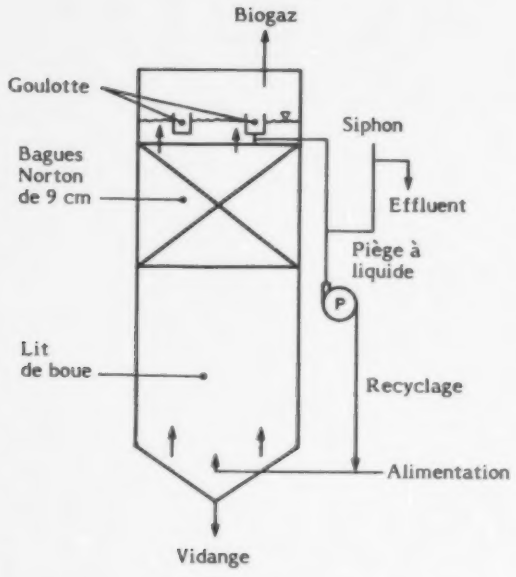

Fig. 6. Schéma du réacteur anaérobie hybride pilote

boue doit demeurer bien mélangé de sorte que pratiquement tout le volume soit employé. Puisqu'il n'y a pas de support dans cette zone, il est facile de surveiller le voile de boue, et il est simple d'évacuer la biomasse. En consacrant plus de 50 p. 100 du volume du réacteur à l'accumulation des matières libres, le voile de boue peut atteindre des hauteurs de 1 à 2 mètres, comme l'ont signalé Lettinga *et al.* (1983) pour les réacteurs ALBCA à forte charge. Avec une biomasse de 1 à 2 mètres de hauteur dans sa partie inférieure, le réacteur hybride pourra sans doute supporter de fortes charges organiques même en excluant la zone de garnissage.

Quand le réacteur hybride sert au traitement d'eaux usées propices à la granulation de la biomasse, la retenue du lit de boue inférieur ne suscite aucune difficulté. Cependant, avec certaines eaux usées, la granulation des boues anaérobies s'effectue lentement, et la biomasse obtenue décante mal. Dans une telle situation, une zone de garnissage en vrac dans la partie supérieure du réacteur hybride améliorera la rétention de la biomasse libre (voir figure 3).

La zone de garnissage offre plusieurs autres avantages au cours du procédé hybride. Comme l'ont signalé Hall et Jovanovic (1983), la période de démarrage des lits bactériens à garnissage en vrac à courant ascendant peut être plus courte que celle des réacteurs ALBCA. Cette caractéristique revêt une importance particulière lorsque la granulation de la boue ne s'effectue pas de façon satisfaisante. En outre, un biofilm fixe peut se former dans la zone de garnissage et accroître la capacité totale de traitement. Puisque cette biomasse est fixée au milieu, elle accroît la stabilité de ce procédé lors de conditions transitoires. Si de graves perturbations surviennent au cours du traitement, la biomasse fixée peut servir de matière d'ensemencement pour redémarrer le réacteur ou rétablir son équilibre. À mesure que ce biofilm épaissit, les déficiences hydrauliques présentées à la figure 4 s'accentueront aussi. Toutefois, de façon globale, ces déficiences revêteront moins d'importance par rapport au volume du réacteur occupé par la zone de garnissage.

Avec un lit de boue à forte charge situé sous la zone de garnissage, on peut peut-être minimiser les effets du colmatage de celle-ci sur la performance globale du réacteur. Pour éliminer le biofilm en excès du garnissage, il s'agit de vider le réacteur hybride, jusqu'à ce que le niveau de liquide soit inférieur à celui du lit, puis d'arroser le garnissage depuis la partie supérieure du réacteur.

Le coût moindre du support constitue peut-être le plus grand avantage du réacteur hybride. Le coût des garnissages vendus dans le commerce représente entre 100 $ et 300 $ canadiens le mètre cube du coût en capital d'un réacteur anaérobie à forte charge. En réduisant le coût du support de 50 p. 100 à 75 p. 100, le procédé devient incontestablement plus attrayant.

Réacteurs anaérobies hybrides à échelle réelle

Des données sur la configuration et la performance à échelle réelle des réacteurs hybrides ne sont pas facilement accessibles à l'heure actuelle. Young et Dahab (1983) ont démontré que les garnissages modulaires et les garnissages en vrac peuvent tous les deux influer sur la rétention de la biomasse fixée et libre, mais aucune comparaison minutieuse des deux types de garnissage n'a été réalisée. À l'Université du Manitoba, on évalue actuellement les effets de divers rapports entre la hauteur et le volume des zones de garnissage ainsi que les stratégies de fonctionnement qui conviennent le plus aux systèmes hybrides. Même si l'on ne dispose pas encore de données détaillées concernant la conception du procédé proprement dite, deux réacteurs anaérobies hybrides à échelle réelle sont actuellement mis à l'essai au Canada. Dans les deux cas, on a jugé que les avantages potentiels du réacteur hybride l'emportaient sur les risques associés à la conception d'un nouveau réacteur.

À Hardee Farms International, à Lambeth (Ontario), on a construit deux réacteurs hybrides en parallèle pour le prétraitement anaérobie des eaux de préparation des légumes (Love, 1984). Les deux réacteurs comportent un garnissage plastique modulaire qui recouvre une zone peu profonde destinée à l'accumulation des matières libres (figure 7). Des garnissages de diverses hauteurs ont été employés dans les deux réacteurs afin d'en comparer les effets. L'installation anaérobie a été ensemencée avec du fumier digéré en novembre 1983, et on a atteint 65 p. 100 de sa capacité hydraulique prévue avant l'arrêt saisonnier de production en février 1984. L'installation a été remise en marche en juin 1984 et, dans la mesure où l'accessibilité des eaux usées le permet, on respecte les conditions de fonctionnement théoriques.

On construit actuellement une seconde installation hybride à la station d'épuration Lakeview, à Mississauga (Ontario). Cette installation est destinée au traitement de la liqueur de conditionnement thermique des boues. On a étudié de façon approfondie le traitement anaérobie de cette liqueur de conditionnement thermique dans des réacteurs à filtre anaérobie de laboratoire (Crawford *et al.*, 1982) et dans plusieurs réacteurs pilotes de diverses configurations (Hall et Jovanovic, 1983). Ces études ont révélé qu'au cours du traitement des liqueurs de conditionnement thermique dans les réacteurs à lit bactérien à garnissage, les biomasses fixées et libres comportaient de grandes quantités de matières inorganiques provenant de la précipitation des constituants des eaux usées. Ces matières inorganiques ont provoqué la formation de biofilms denses qui pourraient colmater le garnissage des réacteurs FA. De plus, les études menées avec un réacteur pilote ALBCA ont révélé que les matières libres ne forment pas de granules et, par conséquent, ne peuvent être retenues qu'avec difficulté dans un système sans garnissage.

Pour minimiser les effets de ces deux phénomènes, on a construit un réacteur hybride à échelle réelle d'une capacité de 1400 m^3/d de liqueur de conditionnement thermique (Crawford, 1984). On procède actuellement à l'installation de systèmes de distribution des eaux brutes et de supports dans deux digesteurs de boues anaérobies existants (figure 8). On a prévu un voile de boue relativement profond sous un lit à garnissage de plastique en vrac de 2 m de hauteur. Le démarrage des deux réacteurs hybrides en parallèle est prévu pour la fin de 1984.

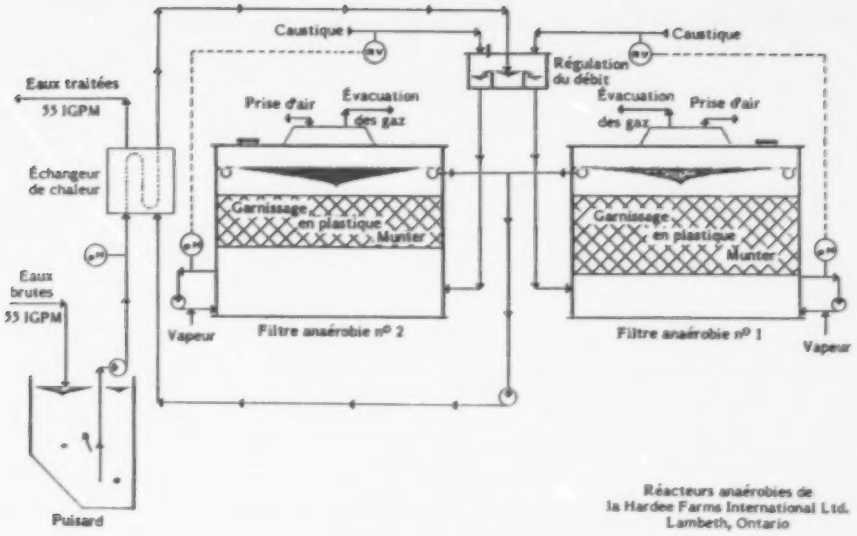

Fig. 7. Installations de traitement anaérobie à Hardee Farms, en Ontario
(Love, 1984)

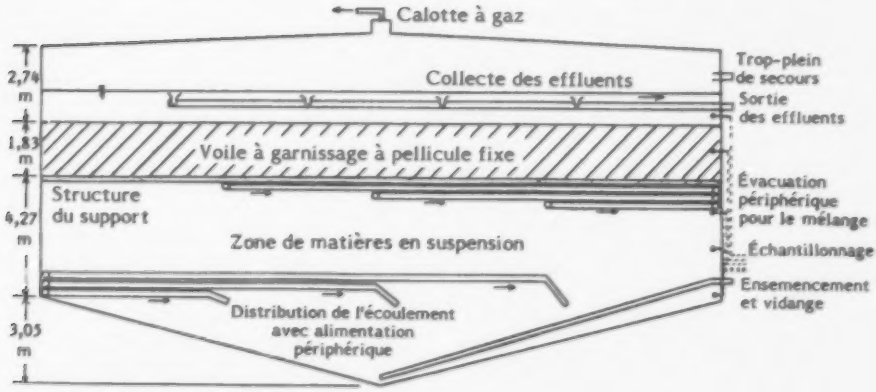

Fig. 8. Schéma du réacteur anaérobie de l'usine d'épuration de Lakeview, à Mississauga, en Ontario
(Crawford, 1984)

Résumé et conclusions

1. Au cours de conditions de fonctionnement transitoires avec une boue non granulaire, des évacuations massives de biomasse ont eu tendance à se produire dans le réacteur ALBCA, entraînant ainsi un échec du traitement.
2. Dans des conditions de fonctionnement similaires, l'installation d'un garnissage en vrac dans un réacteur FA a mis fin aux pertes de biomasse libre.
3. À long terme, les caractéristiques hydrauliques internes du filtre anaérobie se sont détériorées par suite d'une accumulation excessive de biomasse. On a remédié à cela en éliminant périodiquement les matières fixées et libres du réacteur.
4. Dans toutes les conditions de fonctionnement examinées, le procédé ALBCA présentait des caractéristiques hydrauliques satisfaisantes.
5. Un réacteur anaérobie hybride pourrait éliminer les difficultés de fonctionnement du réacteur ALBCA ou du réacteur FA.
6. Des réacteurs hybrides ont été mis à l'essai au Canada au cours de deux projets de traitement anaérobie à échelle réelle.

Remerciements

L'auteur tient à remercier M. Jovanovic et T. Mahood pour leur aide technique sans laquelle cette étude n'aurait pu être réalisée ainsi qu'Environnement Canada et le Conseil national de recherches du Canada pour leur aide financière.

Références

1. Crawford, G.V. (1984). High Rate Anaerobic Treatment Technology, exposé présenté au Can. Soc. Civil Eng. Seminar, 29 mars, Toronto.
2. Crawford, G.V., T. Alkema, M. Yue et M. Thorne (1982). Anaerobic Treatment of Thermal Conditioning Liquors, *J. Water Pollution Control Fed.*, *54*(11): 1458.
3. Friedman, A.A., K.S. Young, D.G. Bailey et S.J. Tait (1981). New Observations with Anaerobic Fixed Film Reactors, Anaerobic Filters: An Energy Plus for Wastewater Treatment, procès-verbal d'un atelier d'un colloque, 9 et 10 janvier 1980, Floride, Argonne National Laboratory, ANL/CNSV-TM-50, p. 95.
4. Guiot, S. et L. van den Berg (1984). Dynamic Performance of an Anaerobic Reactor Combining an Upflow Sludge Blanket and a Filter for the Treatment of Sugar Waste, exposé présenté au cours de la 39th Ind. Waste Conference, Université Purdue, 8-10 mai 1984.
5. Hall, E.R. (1984). Non-intrusive Estimation of Active Volume in Anaerobic Reactors.
6. Hall, E.R. et M. Jovanovic (1983). Anaerobic Treatment of Thermal Sludge Conditioning Liquor with Fixed-film and Suspended Growth Processes, procès-verbal de la 37th Ind. Waste Conference, Université Purdue, Ann Arbor Science, p. 719.
7. Hall, E.R. et H. Melcer (1984). Energy Recovery from Wastewater by High Rate Anaerobic Treatment, *Water and Pollution Control*, *122*(2): 20.
8. Knechtel, J.R. (1978). A More Economical Method for the Determination of Chemical Oxygen Demand, *Water and Pollution Control*, mai-juin, p. 25.
9. Lettinga, G., A.F.M. van Velson, W. de Zeeuw et S.W. Hobma (1979). Feasibility of Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Process, National Conf. Environmental Eng., Amer. Soc. Civil Eng., San Francisco.
10. Lettinga, G., S.W. Hobma, L.W.H. Hulshoff Pol, W. de Zeeuw, P. de Jong, P. Grin et R. Roersma (1983). Design, Operation and Economy of Anaerobic Treatment, *Water Science and Technology*, *15*(8/9): 177.

11. Love, L.S. (1984). Innovative - Cost Effective - Energy Efficient Treatment of High Strength Wastewater at a Canadian Food Processing Plant, exposé présenté à la Conférence annuelle conjointe de l'APCA et du PCAO, 29 avril-2 mai, Toronto.

12. Olthof, M. et J.A. Oleszkiewicz (1982). Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters, *Chemical Engineering, 89* (23): 121.

13. Sheridan, R.P. (1982). The Evolution of Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters, exposé présenté au Summer National Meeting, Amer. Inst. Chem. 29 août-1er septembre.

14. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 15e édition, Amer. Public Health Ass'n., 1980.

15. Taylor, D.W. et R.J. Burm (1973). Full Scale Anaerobic Filter Treatment of Wheat Starch Plant Wastes, *A.I.CH.E. Symp. Ser., 69*(129): 30.

16. Young, J.C. et M.F. Dahab (1983). Effect of Media Design on the Performance of Fixed Bed Anaerobic Reactors, *Water Science and Technology, 15*(8/9): 369.

17. Young, J.C. et P.L. McCarty (1968). The Anaerobic Filter for Wastewater Treatment, Proc. 22nd Ind. Waste Conference, Université Purdue, p. 559.

LE TRAITEMENT ANAÉROBIE DU LACTOSÉRUM DE FROMAGE

E.R. Hall* et G.P. Adams**

*Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

**Canviro Consultants Ltd.,
178 Louisa Street, Kitchener (Ontario) 2HN 5M5

Introduction

En 1979, 41 p. 100 des fromages produits au Canada étaient fabriqués en Ontario (1,2). Pour chaque kilogramme de fromage fabriqué, environ 9 kilogrammes de lactosérum sont également produits. L'élimination de ce déchet organique chaud fortement concentré peut susciter des difficultés dans les provinces comme l'Ontario, qui compte un grand nombre de fromageries. La meilleure façon d'éliminer le lactosérum est de réutiliser ses composants organiques. Il existe plusieurs façons de récupérer ces matières (1,2). Malheureusement, les volumes de lactosérum qui peuvent ainsi être recyclés excèdent fréquemment la demande. Par conséquent, de nombreuses petites fromageries se trouvent dans une situation critique, car les méthodes d'élimination qui pourraient remplacer les procédés actuels sont trop coûteuses.

La fermentation méthanique anaérobie peut offrir plusieurs avantages pour l'élimination du lactosérum; dans les petites fromageries notamment, la majeure partie des matières organiques du sérum peut être transformée en biogaz pour servir de combustible. En outre, en traitant le sérum à la fromagerie, on éliminera les coûts du transport jusqu'à une installation d'élimination centrale. Le procédé produira finalement une eau résiduaire faiblement concentrée qui pourra subir un traitement ultérieur ou être éliminée par les moyens classiques.

Plusieurs études ont révélé que le traitement anaérobie permet une élimination adéquate des demandes chimiques et biochimiques en oxygène (DCO et DBO) du lactosérum du fromage ainsi qu'un rendement en méthane qui se rapproche des valeurs théoriques (3-12). La majorité de ces études propose d'utiliser des réacteurs anaérobies à film fixe de manière à tirer profit d'une longue période de retenue des matières solides (PRMS) et d'une courte période de rétention hydraulique (PRH) (3-8). Toutefois, les nombreuses études dont les résultats ont été publiés, ayant été réalisées avec un lactosérum très dilué (3,5-7,10), ou avec de très petits réacteurs de laboratoire (3,5,7-10), sont d'une utilité limitée pour la conception d'une installation de traitement à grande échelle.

Afin de rassembler des données qui permettront de concevoir une installation de traitement anaérobie de lactosérum de fromage, Agriculture Canada et Environnement Canada ont parrainé une étude pilote. Celle-ci a été exécutée au Centre technique des eaux usées (CTEU) avec un réacteur stationnaire à film fixe à courant descendant (SFFCD). Ce rapport résume les résultats de l'étude et examine leur impact sur le choix du procédé et la performance d'une installation à pleine échelle actuellement en exploitation en Ontario.

Matériel et méthodes

L'installation pilote utilisée aux fins de l'étude était un réacteur stationnaire à fixe à courant descendant (SFFCD) de 520 litres, conçu d'après les principes de van den Berg et Kennedy (8). Le réacteur comportait un lit de 2,0 m de hauteur à garnissage plastique Cloisonyle, formant un grand nombre de canaux tubulaires verticaux d'un diamètre de

1,5 cm environ et d'un volume vide initial de plus de 95 p. 100. Les eaux brutes pompées dans le SFFCD étaient chauffées au moyen d'une chaufferette électrique intégrée pour qu'elles atteignent une température de 35 °C. Le lit du réacteur à courant descendant était entièrement immergé. Une partie de l'effluent était pompée à travers une cellule à écoulement continu de manière à mesurer le pH dans le réacteur même, puis recirculée jusqu'à l'entrée du réacteur. Le pH du réacteur a été maintenu à 6,5 par l'addition automatique d'une solution de NaOH de 1 à 2 N dans les eaux brutes.

Plusieurs cuvées de lactosérum non dilué ont été expédiées au CTEU par camions-citernes réfrigérés, puis stockées dans un réservoir refroidi de 70 m^3. Les teneurs moyennes du lactosérum non dilué en plusieurs éléments sont données au tableau 1. Avant d'être introduit dans le SFFCD, le lactosérum a été mélangé à de l'eau du robinet dans un réservoir réfrigéré de 5000 litres. Aucune substance nutritive n'a été ajoutée à ce mélange. Le lactosérum ayant souvent été stocké pendant des périodes de 2 à 3 mois, des bactéries se sont inévitablement développées. Les teneurs moyennes en matières en suspension, mesurées dans le lactosérum entier, étaient probablement dues à une croissance bactérienne limitée au cours du stockage.

Tableau 1. Caractéristiques du lactosérum brut utilisé au cours de l'étude pilote

Paramètre	Teneur moyenne (mg/l)
DCO	61 000
DCO filtrée	57 000
DBO	26 000
DBO filtrée	25 000
AKT	980
NH_4 en N	155
P total	510
Matières en suspension	1 780
Matières en suspension volatiles	1 560

L'ensemencement du réacteur s'est fait à l'aide de boues provenant d'un digesteur municipal, et le substrat utilisé pour l'amorçage était un mélange de lactosérum et de liqueur de conditionnement thermique des boues. Au bout de 240 jours de fonctionnement, on a pu traiter du lactosérum non dilué présentant une charge organique d'environ 12,5 kg de DCO/m^3 . d. Pendant les 12 autres mois de l'étude, on a maintenu un régime pseudo-permanent avec plusieurs charges organiques (variant de 4,0 à 17,5 kg de DCO/m^3 . d) et du lactosérum brut non dilué (100 p. 100) et dilué à 50 p. 100. Dans de nombreuses fromageries de l'Ontario, où des eaux de lavage peuvent être mélangées au lactosérum avant le traitement anaérobie, on s'attend généralement à traiter du lactosérum dilué à 50 p. 100. Chaque essai en régime pseudo-permanent a duré au moins un mois.

Entre trois et cinq échantillons d'eaux brutes et traitées ont été recueillis chaque semaine; les techniques de préparation et d'analyse retenues ont été tirées des *Standard Methods* (13). Les débits de biogaz ont été mesurés à l'aide de compteurs humides remplis d'huile, et on s'est servi des techniques de chromatographie en phase gazeuse pour déterminer la qualité des acides volatils et des gaz.

Résultats

Les essais de traitabilité réalisés en régime pseudo-permanent avec du lactosérum non dilué ont démontré que le traitement anaérobie permettait d'obtenir de très bons rendements de conversion. Comme on peut le constater à la figure 1, avec des charges

variant de 6 à 18 kg de DCO/m^3 . d, les taux moyens d'élimination de la DCO soluble et de la DCO totale étaient respectivement de 95 p. 100 et de 75 p. 100. Étant donné que dans le lactosérum de fromage, la DCO est presque entièrement soluble (tableau 1), le rendement d'élimination de la DCO soluble représente la bioconversion de la DCO obtenue avec le procédé SFFCD. Les taux d'élimination de la DCO totale sont moins importants à cause de la présence de matières biologiques solides dans l'effluent traité qui sort du réacteur.

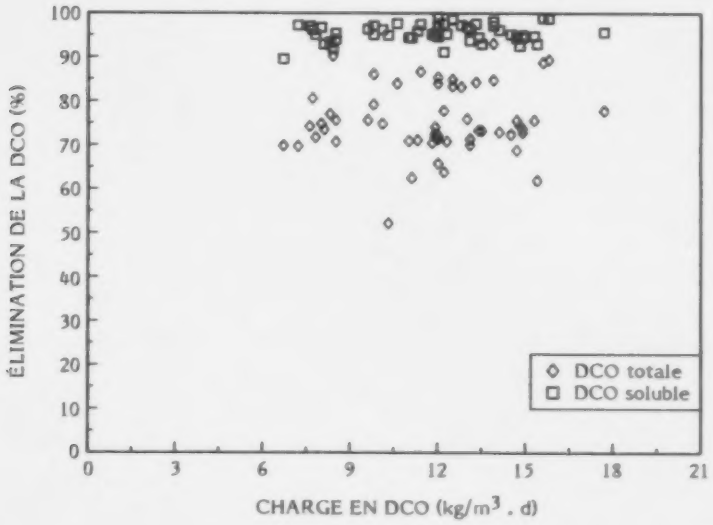

Fig. 1. Rendements d'élimination de la DCO observés au cours du traitement anaérobie d'un lactosérum non dilué dans un réacteur pilote SFFCD

Le tableau 2 résume la performance du réacteur SFFCD et la qualité moyenne des effluents obtenus au cours d'essais réalisés avec deux charges en régime pseudo-permanent à partir de lactosérum non dilué. Le rendement d'élimination de la DBO observé était similaire avec les deux charges (élevée et faible), et il était comparable aux taux d'élimination de la DCO présentés à la figure 1. On a relevé des charges en DCO relativement élevées dans les effluents, même si les rendements globaux d'élimination de la DCO étaient satisfaisants. Dans les effluents, la majeure partie de la DCO était due à la présence d'environ 8600 mg/l de matières biologiques et de 1350 mg/l d'acides volatils. Pour maintenir le pH, il a fallu ajouter entre 1,6 et 2,2 g de matières caustiques par litre d'eaux usées. Un faible pourcentage de l'azote organique présent dans les protéines du lactosérum brut (tableau 1) a été transformé par hydrolyse au cours du traitement anaérobie. On a ainsi obtenu des teneurs en azote ammoniacal de l'ordre de 100 à 160 mg/l dans les effluents. Enfin, le rendement en méthane obtenu au cours de l'essai à forte charge était notablement moins élevé (0,28 m^3/kg de DCO éliminée) que celui obtenu au cours de l'essai à faible charge (0,34). Toutefois, dans les deux cas, les valeurs obtenues étaient assez proches du rendement théorique en méthane de 0,35 m^3/kg de DCO éliminée.

Cinq essais ont été réalisés en régime pseudo-permanent avec une eau brute composée de 50 p. 100 de lactosérum de fromage et de 50 p. 100 d'eau du robinet. Comme on peut le

Tableau 2. Performance de l'installation pilote et qualité des effluents obtenus avec du lactosérum de fromage non dilué

Paramètre	Valeurs obtenues en régime pseudo-permanent	
Charge en DCO ($kg/m^3 . d$)	13,0	8,3
Temps de séjour (d)	4,9	6,6
DBO totale éliminée (%)	82	84
DBO soluble éliminée (%)	93	92
DCO de l'effluent (mg/l)	15 300	13 500
AVT de l'effluent (mg/l)	1 350	1 380
MeSV de l'effluent (mg/l)	8 620	8 610
NH_4 en N dans l'effluent (mg/l)	164	100
Rendement en CH_4 (m^3/kg de DCO éliminée)	0,28	0,34

constater à la figure 2, les taux d'élimination de la DCO étaient moins élevés et plus variables qu'ils ne l'avaient été au cours du traitement du lactosérum non dilué. Au cours des essais à faibles charges, les taux moyens d'élimination de la DCO soluble et de la DCO totale étaient respectivement de 90 p. 100 et de 75 p. 100. À une charge supérieure à 12 kg de $DCO/m^3 . d$, les pourcentages correspondants sont passés à 80 p. 100 et 64 p. 100. Les rendements d'élimination de la DBO présentés au tableau 3 ont varié de façon similaire aux taux d'élimination de la DCO. Les taux d'élimination de la DBO soluble et de la DBO totale ont varié respectivement de 76 p. 100 à 90 p. 100 et de 64 p. 100 à 87 p. 100. Dans l'effluent, la teneur en MeSV de l'effluent représentait environ 50 p. 100 de celle mesurée dans le lactosérum non dilué traité. Ces plus faibles teneurs sont dues au

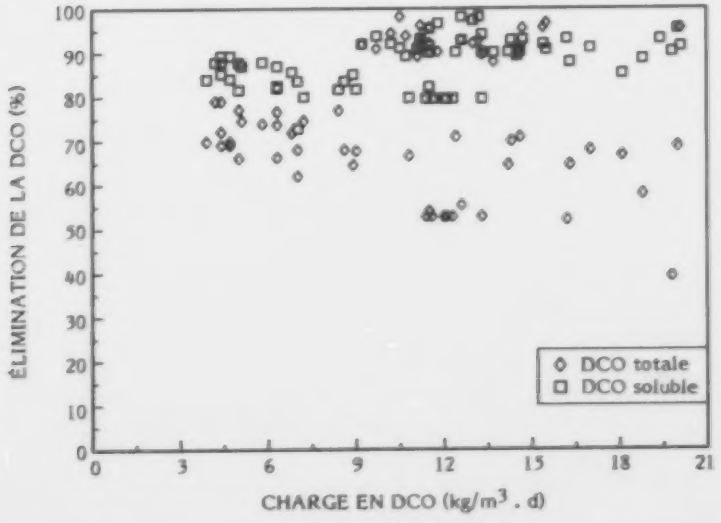

Fig. 2. Rendements de l'élimination de la DCO observés au cours du traitement anaérobie d'un lactosérum dilué à 50 p. 100 dans un réacteur pilote SFFCD

fait qu'on a utilisé une eau brute davantage diluée. Toutefois, les teneurs en acides volatils étant nettement plus élevées (1400 à 3560 mg/l) que celles mesurées dans le lactosérum non dilué, les teneurs en DCO totale de l'effluent étaient plus élevées que prévu avec les eaux brutes diluées. Il a aussi fallu augmenter proportionnellement la quantité de matières caustiques ajoutées (0,8 à 3,0 g/l d'eaux usées). Sauf au cours du premier et du dernier essais, où des charges étaient relativement élevées, les coefficients de rendement en méthane observés étaient fort comparables au rendement théorique de 0,35 m^3/kg de DCO éliminée.

Analyse

D'après les résultats résumés ci-dessus, qu'il soit non dilué ou dilué à 50 p. 100, le lactosérum de fromage se prête au traitement anaérobie dans un réacteur SFFCD. Néanmoins, deux difficultés majeures sont survenues au cours de l'étude pilote. D'abord, l'effluent du réacteur présentait de très fortes teneurs en acides volatils. Même à des charges organiques d'uniquement 4,6 kg de DCO/m^3 . d, il a été impossible de réduire la teneur en acides volatils des effluents à moins de 1400 mg/l. Lorsque les charges étaient élevées, des teneurs en acides volatils de 3000 à 5000 mg/l ont été mesurées couramment.

Ces teneurs élevées en acides volatils se sont traduites par de fortes charges en DCO facilement biodégradable dans l'effluent traité. En outre, pour maintenir le pH dans le réacteur SFFCD, lorsque les teneurs en acides volatils étaient aussi élevées, il a fallu ajouter d'importantes quantités de substances basiques. L'hydrolyse des matières protéiniques du lactosérum au cours du traitement anaérobie a produit une quantité limitée de substances basiques sous forme de NH_4CO_3. Toutefois, ces teneurs en NH_4 (tableaux 2 et 3) n'étaient pas suffisantes pour maintenir le pH du réacteur. La figure 3 présente le rapport entre les substances basiques ajoutées pour maintenir le pH et les teneurs en acides volatils du réacteur. Même lorsque la teneur moyenne en acides volatils était minimale (à savoir de 1400 mg/l au cours de cette étude), il a fallu environ 1500 mg/l de substances caustiques pour maintenir le pH, ce qui représente un coût en substances chimiques pour le traitement de lactosérum d'environ 1,20 $ par mètre cube d'eaux brutes.

En ce qui concerne les taux d'élimination de la DCO ou les taux de production de biogaz, la performance globale du réacteur SFFCD était similaire à celle observée au cours d'autres études (3-8). Cependant, les teneurs en acides volatills étaient considérablement plus élevées que celles qui ont été relevées antérieurement. Ces teneurs élevées en acides volatils du lactosérum de fromage traité par procédé anaérobie, qui n'avaient pas été

Tableau 3. Performance de l'installation pilote et qualité des effluents obtenus avec du lactosérum de fromage dilué à 50 p. 100

Paramètre	Valeurs obtenues en régime pseudo-permanent				
Charge en DCO (kg/m^3 . d)	13,1	15,4	7,4	4,6	12,1
Temps de séjour (d)	2,7	1,7	4,1	6,1	2,5
DBO totale éliminée (%)	82	64	81	87	73
DBO soluble éliminée (%)	89	77	84	90	76
DCO de l'effluent (mg/l)	9 480	10 805	9 6220	7 400	13 700
AVT de l'effluent (mg/l)	1 470	3 180	2 1110	1 400	3 560
MeSV de l'effluent (mg/l)	5 160	4 730	2 1440	1 500	5 230
NH_4 en N dans l'effluent (mg/l)	80	130	1330	251	65
Rendement en CH_4 (m^3/kg de DCO éliminée)	0,25	0,35	0,33	0,33	0,26

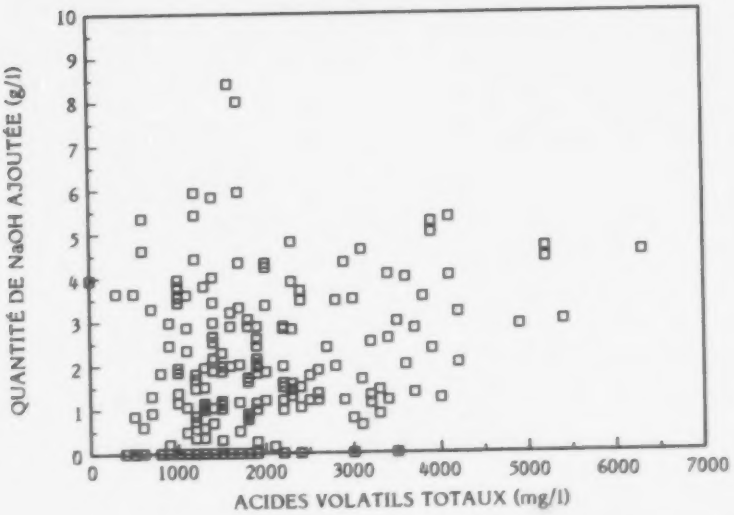

Fig. 3. Rapport entre la quantité de substances caustiques ajoutées pour maintenir le pH et les teneurs en acides volatils de l'effluent du réacteur pilote SFFCD

escomptées, étaient peut-être dues à une carence en un ou plusieurs nutriants à l'état de traces. Kelly et Switzenbaum (7) ont signalé que l'addition de micro-nutriants réduisait les teneurs des effluents en acides volatils et améliorait la performance d'un réacteur anaérobie à lit expansé utilisé pour le traitement du lactosérum dilué. Li et Corrado (11) ont également relevé des teneurs relativement faibles en acides volatils au cours du traitement d'un lactosérum fortement concentré par addition de micro-nutriants. Malheureusement, cette théorie a été réfutée par van den Berg et Kennedy (8), qui ont obtenu un rendement satisfaisant avec un réacteur SFFCD de laboratoire sans l'addition de micro-nutriants.

La figure 4 permet de constater le deuxième type de difficultés survenues au cours du traitement anaérobie sur film fixe d'eaux usées fortement concentrées. Au cours du traitement du lactosérum de fromage, un rapport presque direct a été relevé entre les teneurs en matières en suspension de l'effluent du réacteur SFFCD et les charges en DCO des eaux brutes. Au cours de l'étude, la teneur moyenne en MeSV était d'environ 0,12 kg par kilogramme de DCO éliminée. D'après la figure 4, on constate que quand la charge en DCO des eaux brutes était maximale, on a obtenu une teneur en matières en suspension volatiles (MeSV) d'environ 1,0 p. 100 dans l'effluent. La qualité de l'effluent du réacteur SFFCD a été notablement réduite par la présence de matières solides biologiques. On a essayé, à plusieurs reprises, de trouver un moyen peu coûteux de réduire les teneurs en MeSV, mais les tentatives ont été infructueuses. Chaque essai de post-traitement a échoué, car les matières solides se prêtaient fort mal à la décantation et au séchage. Toutefois, signalons que même si les teneurs en MeSV des eaux traitées par procédé anaérobie étaient fort élevées, la DBO associée à ces matières était beaucoup moins élevée que la DBO normalement mesurée dans les matières solides biologiques d'un effluent de procédé aérobie. La figure 5 révèle que le rapport DCO/MeSV des matières biologiques anaérobies se situait dans la plage habituelle de 1:1 à 2:1. Le rapport moyen de DBO/MeSV, d'environ 0,2:1 représentait environ 20 p. 100 de la valeur correspondante des matières biologiques aérobies.

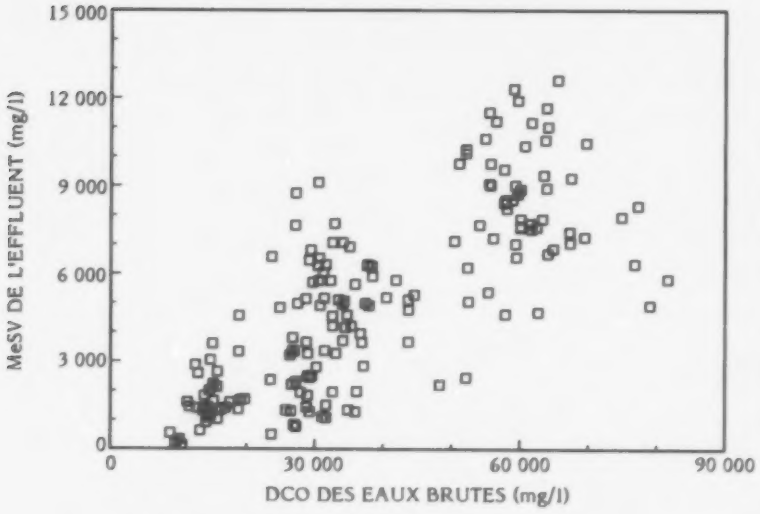

Fig. 4. Rapport entre les teneurs en MeSV de l'effluent et les charges en DCO des eaux brutes entrant dans le réacteur pilote SFFCD

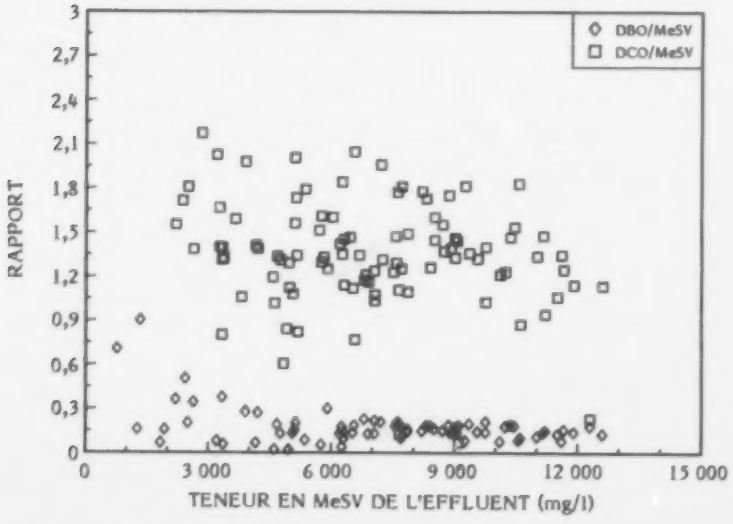

Fig. 5. Charges en DCO et en DBO des MeSV de l'effluent du réacteur pilote SFFCD

On oublie souvent de tenir compte de l'influence de la concentration des eaux usées sur la performance des réacteurs anaérobies à film fixe. Les teneurs minimales doivent être établies strictement en fonction du coût. Techniquement parlant, il est certainement possible de traiter des eaux usées urbaines diluées pour que les effluents soient de qualité équivalente à celle des effluents des installations de traitement secondaire (15). Il est plus difficile de déterminer les teneurs maximales acceptables pour les installations de traitement à pellicule fixe.

Un examen des documents traitant de la cinétique des micro-organismes anaérobies (16) révèle qu'à 35 °C, une culture mixte anaérobie double en environ 2 jours. Lorsqu'on prolonge le temps de séjour hydraulique au-delà de cette limite, les bactéries anaérobies peuvent se reproduire dans la phase liquide d'un réacteur avant d'être évacuées du système. Lorsque le temps de séjour est inférieur à 2 jours, c'est principalement le biofilm qui grossit. Il est donc possible de contrôler la croissance de la biomasse en suspension dans un réacteur à biofilm en utilisant de courtes périodes de séjour. Pour les eaux usées concentrées comme le lactosérum, il faudrait maintenir des charges organiques de plus de 30 kg de DCO/m^3 . d pour que les périodes de séjour puissent être inférieures à 2 jours, ce qui est peu réaliste. Lorsque la croissance de la biomasse en suspension est favorisée, le garnissage du réacteur est plus ou moins utile, car l'effluent comporte alors de fortes concentrations de matières en suspension et présente donc des caractéristiques similaires aux eaux traitées dans un réacteur à biomasse en suspension à mélange intégral.

Le tableau 4 résume les caractéristiques et les coûts théoriques d'un réacteur à pellicule fixe et d'un réacteur à mélange intégral à pleine échelle pour le traitement anaérobie de 50 m^3/d de lactosérum de fromage non dilué. Pour la conception du réacteur à mélange intégral, on a choisi un temps de séjour relativement prudent de 30 jours. En dépit de cela, après comparaison, on constate que pour le traitement d'une eau usée fortement concentrée, le réacteur à film fixe ne permet pas de réaliser des économies notables par

Tableau 4. Comparaison des coûts et des caractéristiques d'un réacteur à pellicule fixe et d'un réacteur à mélange intégral ($ 1983)

Paramètre	Pellicule fixe	Mélange intégral
Caractéristiques		
Volume du lactosérum (m^3/d)	50	50
DCO (mg/l)	65 000	65 000
Temps de séjour (d)	6,5	30
Charge en DCO (kg/m^3 . d)	10	2,2
Coûts ($)		
Réservoir	34 000	115 000
Garnissage	64 000	-
Livraison du support	6 000	-
Support	4 000	-
Recyclage et distribution	14 000	-
Installation du support	4 000	-
Mélange du digesteur	-	12 000
Travaux techniques supplémentaires	5 000	-
Isolation	12 000	23 000
Coûts totaux	143 000 $	150 000 $

rapport au système à mélange intégral. Sur le plan de la performance, le système à film fixe peut peut-être offrir une plus grande stabilité, mais il risque également de susciter davantage de problèmes de répartition de l'écoulement et de colmatage. Comme on a pu le constater ci-dessus, les deux systèmes devraient offrir des effluents de qualité similaire.

Installation à pleine échelle - observations

En 1984, la Millbank Cheese and Butter Ltd. a construit un réacteur à mélange intégral d'une capacité de 1100 m^3 pour le traitement anaérobie du lactosérum provenant d'une fromagerie située à Millbank, en Ontario (14). En août 1984, on a ensemencé le digesteur avec 550 m^3 de fumier de bovins de boucherie traité par digestion anaérobie, et un traitement intermittent a été amorcé. La performance du système anaérobie de Millbank au cours des 2 années ultérieures fait l'objet des figures 6 et 7.

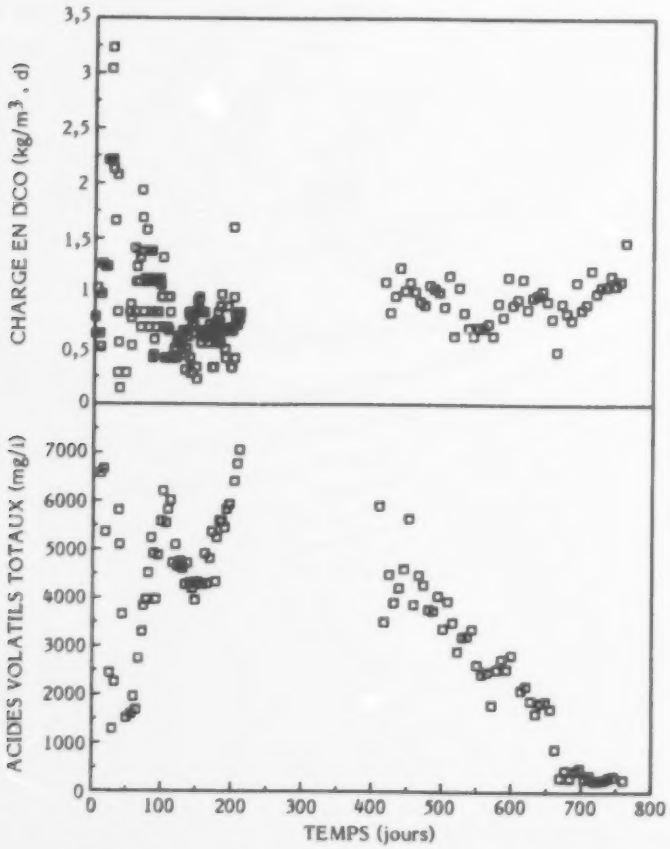

Fig. 6. Charges en DCO et teneurs en acides volatils des effluents du réacteur à mélange intégral à pleine échelle utilisé pour le traitement d'un lactosérum non dilué

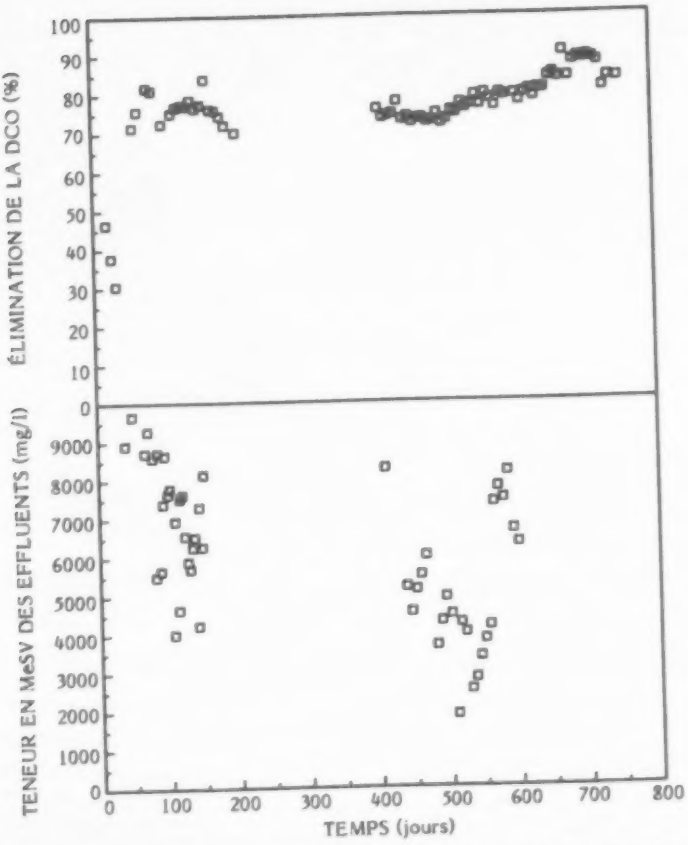

Fig. 7. Rendements d'élimination de la DCO et teneurs en MeSV des effluents d'un digesteur à mélange intégral utilisé pour le traitement d'un lactosérum non dilué

Au cours des 4 premiers mois d'exploitation, la charge organique était en moyenne de 1 kg de DCO/m^3 . d environ (figure 6). À cette charge, le temps de séjour dans le digesteur était supérieur à 60 jours. Au départ, on avait prévu que le réacteur pourrait fonctionner sans l'addition de matières caustiques pour maintenir le pH. Toutefois, au bout du premier mois, la teneur en acides volatils du réacteur a augmenté de façon constante pour atteindre 5000-6000 mg/l. On a alors réduit la charge organique à 0,6-0,8 kg de DCO/m^3 . d, ce qui n'a eu qu'un effet négligeable sur les concentrations d'acides volatils. Par conséquent, en janvier 1985, on a commencé à ajouter une solution de 50 p. 100 de NaOH afin de maintenir le pH à 6,5 ou plus dans le digesteur. Compte tenu des fortes concentrations d'acides volatils mesurées, il a fallu d'importantes quantités de matières caustiques pour maintenir le pH du digesteur. À plusieurs reprises, il a fallu ajouter jusqu'à 8 g de NaOH par litre de lactosérum traité, ce qui a probablement provoqué des teneurs en Na toxiques pour les bactéries méthanogènes. Les teneurs en acides volatils des effluents ont donc continué à augmenter jusqu'à ce que le programme de surveillance initiale ait pris fin en mars 1985.

En septembre 1985, on a poursuivi l'analyse des effluents du digesteur. On a simultanément cessé d'ajouter des matières caustiques et on a commencé à ensemencer périodiquement le réacteur avec du fumier digéré. En janvier 1986 (520e jour d'exploitation), on a remplacé le fumier digéré par du liquide surnageant d'un digesteur de boues urbaines. Le volume de boues digérées ajoutées représentait environ 10 p. 100 du volume total de liquide introduit dans le digesteur. Comme on peut le constater à la figure 6, les teneurs en acides volatils du digesteur ont diminué lentement au cours des 10 mois qui ont suivi (de 4000-5000 mg/l à 200-300 mg/l), tandis que la charge organique a été maintenue à 1,0 kg de DCO/m^3 . d. Cette amélioration constante de la performance du digesteur laisse supposer que le liquide surnageant offrait un apport continu en bactéries anaérobies pour l'ensemencement ou contenait un ou des nutriants qui n'étaient pas présents dans le lactosérum même. Au cours de l'étude pilote réalisée avec le SFFCD, on a conclu qu'une carence en micro-nutriants constituait la cause la plus probable des fortes concentrations d'acides volatils observées.

Pendant toute la période d'exploitation, la qualité de l'effluent du digesteur à pleine échelle était comparable à celle des effluents du réacteur pilote SFFCD. D'après la figure 7, les taux d'élimination de la DCO totale obtenus avec l'installation à pleine échelle variaient habituellement entre 70 et 90 p. 100, plage identique à celle obtenue au cours des études pilotes (figure 1). En outre, les teneurs en MeSV des effluents de l'installation à pleine échelle (4000 à 8000 mg/l) étaient similaires à celles observées pendant le traitement du lactosérum non dilué dans le réacteur pilote SFFCD. En août 1986, à la fin de l'analyse, le digesteur fonctionnait de façon satisfaisante à environ 1,2 kg de DCO/m^3 . d. À cette charge, le système peut traiter la totalité du lactosérum pouvant actuellement subir une digestion anaérobie.

Résumé et conclusions

1. Les charges en DBO et en DCO du lactosérum de fromage non dilué peuvent être réduites notablement par un traitement anaérobie.
2. Une carence en nutriants du lactosérum est probablement la principale cause des fortes concentrations de matières volatiles observées dans les effluents, tant au cours des études pilotes qu'au cours des études à pleine échelle.
3. Bien que les taux d'élimination de la DCO soluble dans le lactosérum de fromage aient été satisfaisants, les effluents des réacteurs à pellicule fixe et à mélange intégral présentaient de très fortes concentrations de matières biologiques. Celles-ci présentaient une faible en DBO et étaient difficiles à déshydrater.
4. Étant donné que les eaux usées très fortement concentrées ont produit une biomasse principalement à l'état de suspension, les coûts du traitement au moyen du réacteur à mélange intégral ou du réacteur à film fixe étaient comparables. Avec les deux systèmes, la qualité des eaux traitées par procédé anaérobie était similaire.

Remerciements

Cette étude a été partiellement subventionnée par le Programme du Groupe interministériel de la recherche et du développement énergétiques. Steve Way et Paul Robson nous ont fourni une aide technique indispensable.

Références

1. Inmarint Ltd. (1979). Economic Evaluation of Feeding Liquid Whey to Livestock, Part 2 Project, Institut de recherches sur les aliments, Direction générale de la recherche, Agriculture Canada, Ottawa.

2. Currie, Coopers & Lybrand Ltd. (1981). The Market Potential for Modified Whey and Lactose in Canada, novembre 1981.

3. Switzenbaum, M.S. et S.C. Danskin (1979). Methane Generation for Energy Production and Pollution Control, exposé présenté à la conférence Energy Optimization of Water and Wastewater, New Orleans, décembre, U.S. Dept. of Energy.

4. Hickey, R.F. et R.W. Owens (1981). Methane Generation from High Strength Industrial Wastes with the Anaerobic Biological Fluidized Bed, *Biotech. Bioeng. Symp. Ser., 11:* 399.

5. Boening, P.H. et V.H. Larsen (1982). Anaerobic Fluidized Bed Whey Treatment, *Biotech. Bioeng., XXIV:* 2539.

6. Li, A., P.M. Sutton et J.J. Corrado (1982). Energy Recovery from Pretreatment of Industrial Wastes in the Anaerobic Fluidized Bed Process, Proc. 1st Int. Conf. Fixed-Film Biological Processes, Kings Island, Ohio, avril, Université de Pittsburgh, p. 1521.

7. Kelly, R.C. et M.S. Switzenbaum (1983). Temperature and Nutrient Effects on the Anaerobic Expanded Bed Treating a High Strength Waste, Proc. 38th Ind. Waste Conference, Université Purdue, Ann Arbor Science, p. 591.

8. van den Berg, L. et K.J. Kennedy (1983). Dairy Waste Treatment with Anaerobic Stationary Fixed Film Reactors, *Wat. Sci. Tech., 15:* 359.

9. Wildenauer, F.X. et J. Winter (1985). Anaerobic Digestion of High Strength Acidic Whey in a pH-controlled Upflow Fixed Film Loop Reactor, *Appl. Micro. Biotech., 22:* 367.

10. Reynolds, P.J. et E. Colleran (1986). Comparison of Start-up and Operation of Anaerobic Fixed-bed and Hybrid Sludge-bed/Fixed-bed Reactors Treating Whey Wastewater, Proc. EWPCA Conf. Anaerobic Treatment, Amsterdam, septembre, p. 515.

11. Li, A. et J.J. Corrado (1985). Scale-up of the Membrane Anaerobic Reactor System, exposé présenté à la 40th Ind. Waste Conference, Université Purdue, mai 1985.

12. Li, A., D. Kothari et J.J. Corrado (1984). Application of Membrane Anaerobic Reactor System for the Treatment of Industrial Wastewaters, Proc. 39th Ind. Waste Conference, Université Purdue, Ann Arbor Science, p. 627.

13. American Public Health Association (1976). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 14e édition, APHA, Washington, D.C.

14. Canviro Consultants Ltd. (1985). Final Report on the Demonstration of Anaerobic Digestion and Energy Recovery at Millbank Cheese and Butter Ltd., ministère de l'Industrie et du Commerce de l'Ontario, Toronto.

15. Jewell, W.J. (1985). The Development of Anaerobic Wastewater Treatment, exposé présenté au Seminar on Anaerobic Treatment of Sewage, Amherst, Mass., 27-28 juin, Université de Massachusetts.

16. Henze, M. et P. Harremoes (1983). Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors - A Literature Review, *Wat. Sci. Tech., 15:* 1.

ÉTUDE AU TRACEUR EN VUE D'ÉVALUER DIVERS MODES DE BRASSAGE DANS LES DIGESTEURS DE BOUES ANAÉROBIES

David T. Chapman

Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

Résumé

L'influence de l'intensité totale de brassage et de la fréquence du pompage des boues brutes sur le degré de mélange a fait l'objet d'une étude au traceur dans un digesteur anaérobie primaire à forte charge. Le digesteur en question, qui traitait des boues primaires et des boues activées en excès, décantées ensemble, était équipé de 11 injecteurs de gaz et de 4 compresseurs de 5,6 kW (7,5 HP). Six courbes de distribution du temps de séjour (DTS) ont été obtenues en injectant du chlorure de lithium dans le digesteur et en mesurant les teneurs en lithium des échantillons prélevés dans la conduite de trop-plein entre le digesteur primaire et le digesteur secondaire. Le court-circuitage du débit et les fractions de volume actif ont été estimés pour différents modes en comparant les courbes de la DTS observées aux prévisions établies à partir de modèles de mélange théoriques.

Introduction

Les digesteurs anaérobies à forte charge sont équipés de dispositifs de brassage pour prévenir la formation de couches d'écume, empêcher la stratification thermique et répartir les boues d'alimentation riches en éléments nutritifs sur toute la superficie du digesteur (1). Un digesteur à brassage efficace détruit davantage de matières volatiles et produit plus de gaz qu'un digesteur dans lequel le mélange se fait mal (2, 3). Les dispositifs de brassage des digesteurs sont normalement conçus en fonction de la consommation d'énergie unitaire, ou puissance totale du moteur des dispositifs de brassage par unité de volume du bassin (4).

Les études sur la distribution du temps de séjour (DTS) constituent une méthode rigoureuse pour évaluer la performance des dispositifs de brassage installés. Dans ces études sur la DTS, un traceur convenable a été injecté, habituellement par impulsion, dans le digesteur, et sa concentration dans les boues a été mesurée à la sortie du digesteur en fonction du temps. L'efficacité du brassage a été déterminée à l'aide des courbes de distribution établies à partir des concentrations de traceur mesurées à la sortie et des moments où les échantillons ont été prélevés. On a pu ensuite établir un résumé statistique de la distribution ou comparer la distribution observée aux prévisions établies à partir des modèles de mélange (5).

Un certain nombre de modèles de mélange des boues ont servi à évaluer les courbes de la DTS. L'un des modèles les plus simples est celui du réacteur à brassage continu (RBC). Lorsqu'on injecte un traceur dans les boues du réacteur, sa concentration à la sortie (Cs) diminue exponentiellement avec le temps (figure 1a). Un graphique du logarithme naturel des concentrations du traceur (ln Cs) en fonction du temps écoulé entre l'injection et le prélèvement de l'échantillon à la sortie (ts) donne une ligne dont la pente équivaut à l'inverse négatif du temps de séjour hydraulique théorique (TSHT) (figure 1a). Une évacuation du traceur plus rapide que prévue par le modèle du RBC peut être l'indice de la présence de zones stagnantes (ou zones mortes). Par conséquent, le temps de séjour hydraulique moyen (TSHM) obtenu au moyen de la pente du diagramme de ln Cs en fonction de ts est inférieur au temps de séjour hydraulique théorique (figure 1b). Une courbe de distribution du temps de séjour (DTS) avec un pic important dès le début (figure 1c) indique un court-circuitage ou un passage direct des boues brutes de l'entrée à la

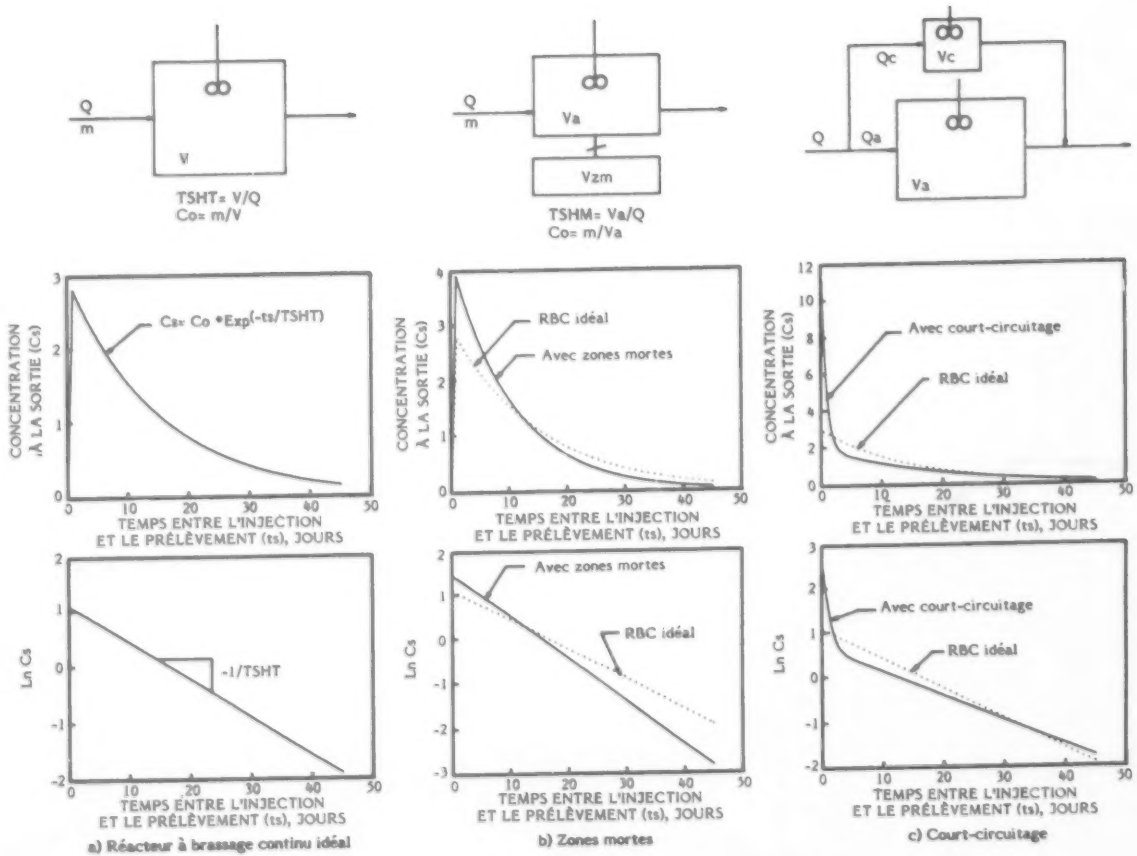

Fig. 1. Teneurs des boues en traceur à la sortie, d'après des modèles théoriques de mélange

sortie du digesteur. Le diagramme de ln Cs en fonction de ts comprend donc deux segments ayant des pentes différentes. Les écarts plus complexes par rapport au mélange idéal sont analysés en comparant les concentrations de traceur observées aux concentrations prévues à partir de modèles mis au point par la mise en relation de zones d'écoulement idéalisées (écoulement intermittent, eau stagnante et mélange intégral) de diverses façons (5). Dans l'analyse des courbes de DTS, il faudrait utiliser le modèle de mélange le plus simple qui permet de prédire entièrement la performance observée (6).

D'après les résultats des études au traceur, il semble que le brassage des boues dans de nombreux digesteurs à forte charge s'effectue mal. Smart (7) a étudié 10 digesteurs et découvert des court-circuitages dans 4 d'entre eux. Ses estimations du volume actif, c'est-à-dire la proportion du volume total du digesteur que l'on peut considérer comme parfaitement brassée, s'élevaient en moyenne à 46 p. 100 pour les 10 unités. Dans une étude de Monteith et Stephenson (8), le volume actif d'un digesteur à forte charge a été évalué à 24 p. 100, et l'écoulement dévié, à 61 p. 100; dans un deuxième digesteur, la zone active était de 23 p. 100, sans qu'il y ait de déviation détectable. Ces résultats indiquent que le volume des digesteurs existants est mal utilisé à cause d'un brassage insuffisant.

Pour établir un rapport entre les divers modes de brassage, des recherches sur l'efficacité du brassage ont été effectuées dans un digesteur anaérobie primaire à forte charge. L'influence du nombre de dispositifs de brassage au gaz, de l'intensité du brassage et de la fréquence du pompage des boues brutes sur le degré de mélange a été déterminée en établissant des courbes de distribution du temps de séjour et en comparant les résultats aux prévisions établies à partir de modèles de mélange idéal.

Matériel et méthodes

Digesteur d'essai

L'étude a été effectuée dans un digesteur primaire de la station d'épuration des eaux résiduaires urbaines de Brantford, en Ontario. Ce digesteur, d'un diamètre de 16,8 m et d'une hauteur aux parois de 6,4 m a un volume total de digestion de 1300 m^3. Des pompes volumétriques transfèrent dans le digesteur un mélange de boues primaires et de boues activées de retour décantées ensemble, possédant un taux de matières solides d'environ 6 p. 100 après leur séjour dans des bassins de décantation primaire. L'alimentation en boues brutes se fait par le sommet et la périphérie du bassin (figure 2). Les boues digérées sont extraites par le point le plus bas, situé au centre du bassin, et transférées dans un déversoir de trop plein à siphon jusque dans le digesteur secondaire. Une pompe de 2,2 kW (3 HP) recircule les boues dans un échangeur de chaleur en spirale afin de maintenir le contenu du digesteur à 35 °C.

Avant le début de l'étude, le digesteur était brassé à l'aide de 3 mélangeurs à gaz confinés et de 2 compresseurs de gaz de 5,6 kW (7,5 HP). Les mélangeurs à gaz étaient disposés symétriquement à 4,3 m du centre du digesteur. Pour l'étude, deux compresseurs de 5,6 kW (7,5 HP) et huit mélangeurs supplémentaires ont été installés (figure 2). Les trois mélangeurs intérieurs ou toute combinaison des huit mélangeurs extérieurs pouvaient être mis en service en ouvrant ou en fermant des vannes sur les conduites de gaz à partir des compresseurs.

Méthodologie de l'étude au traceur

Trois traceurs, le chlorure de lithium, de l'eau tritiatée et du fluorure de sodium, ont été envisagés pour effectuer l'étude. Comme le tritium est radioactif, on n'a pu obtenir des organismes de réglementation l'autorisation de l'utiliser à la station d'épuration municipale. Le fluorure de sodium n'a pas été choisi non plus parce que des travaux antérieurs avaient indiqué que les variations dans la teneur en matières solides des boues et la présence de sulfate ferreux, provenant de l'addition de produits chimiques pour la déphosphoration, interféraient dans la mesure du fluorure par la méthode des ions

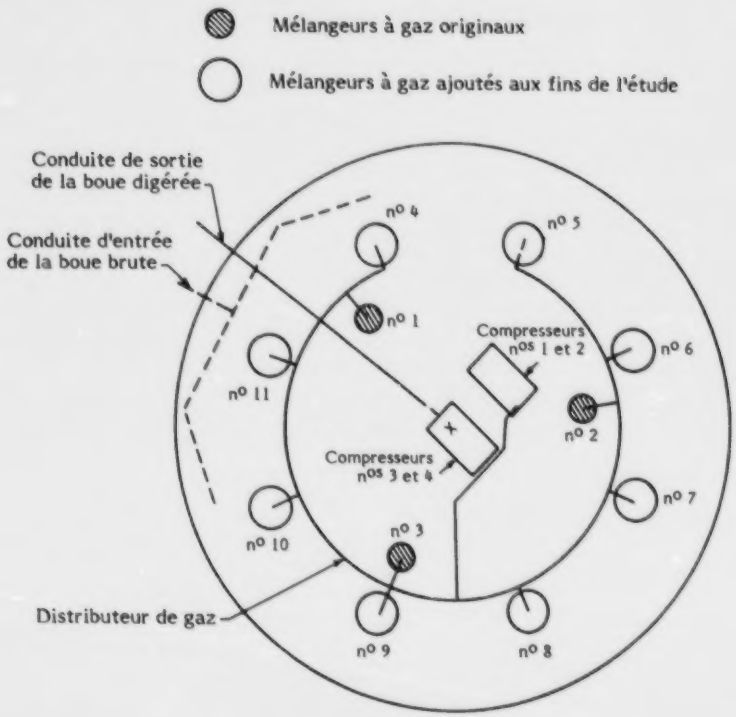

Fig. 2. Plan du digesteur de la station de Brantford montrant l'emplacement des mélangeurs à gaz

spécifiques (8, 9). L'interprétation des résultats est en outre difficile dans le cas du fluorure de sodium à cause des teneurs initiales élevées en fluorure qui résultent de la fluoration de l'eau potable (10). C'est donc le chlorure de lithium qui a finalement été choisi.

Le tableau 1 donne les modes de brassage utilisés pendant les six essais effectués dans le digesteur de Brantford. Les essais ont été préparés de façon que la performance soit évaluée en fonction de toute une gamme de brassages, incluant les combinaisons maximales et minimales de mélangeurs à gaz et de compresseurs. Pour les essais nos 5 et 6, le même nombre de mélangeurs à gaz et de compresseurs a été utilisé, mais l'emplacement des mélangeurs a été changé. Entre les essais nos 2 et 3, on a installé dans l'usine un dispositif pour régler automatiquement le pompage des eaux brutes, ce qui a augmenté la fréquence de pompage de 4 fois par jour à 12 fois. Les modes de brassage ont été changés au moins 30 jours avant l'injection du traceur.

Au début de chacun des six essais, le traceur a été injecté sous forme de solution, constituée de 24 kg de chlorure de lithium de qualité technique dissous dans de l'eau de robinet. Cette solution a été injectée à même la conduite de boues brutes du côté

Tableau 1. Conditions de brassage pendant les essais au traceur dans le digesteur de Brantford

Essai n°	Mode de brassage	Mélangeurs n°s	Débit moyen (m^3/d)	TSHT (jours)
1	1C:3M:4P	1 à 3	87,1	15,1
2	4C:8M:4P	4 à 8	137,0	9,6
3	1C:3M:12P	1 à 3	103,0	12,8
4	4C:8M:12P	4 à 8	120,7	10,9
5	2C:4M:12P	5, 6, 9, 10	96,2	13,7
6	2C:4M:12P	7, 8, 11, 4	96,2	13,7

Remarque. - Le mode de brassage est désigné par les lettres C:M:P, où C représente le nombre de compresseurs; M, le nombre de mélangeurs; et P, le nombre de pompages des boues dans le digesteur par jour.

aspiration des pompes volumétriques, au début d'un cycle de pompage. En supposant que le traceur était uniformément réparti dans les boues du digesteur, la teneur initiale des boues en lithium prévue (Co) pour chaque essai était de 2,98 mg/l. Le débit des boues brutes a été mesuré en relevant la durée du pompage, après étalonnement des pompes à boue, à partir de la baisse de niveau des décanteurs primaires.

Après l'injection du traceur, des échantillons de boues digérées étaient prélevés par un robinet situé sur le trop-plein entre les digesteurs primaires et secondaires. Environ 30 ml d'échantillons de boues du digesteur étaient mis dans des bouteilles de polyéthylène de 60 ml, sur lesquelles étaient inscrits l'emplacement, la date et l'heure du prélèvement. Pour déceler tout court-circuitage des boues brutes, les échantillons étaient prélevés toutes les 30 minutes pendant les huit heures suivant l'injection. Par la suite, les échantillons étaient prélevés une fois par jour pour un minimum de 2 à 3 TSH (30 à 45 jours pour le digesteur de Brantford). Pour certains essais, la fréquence d'échantillonnage a été portée aux deux jours.

Analyse du lithium

En vue de l'analyse, 5 ml d'acide nitrique concentré ont été ajoutés à l'échantillon de boues pour faire passer le lithium de la phase solide à la phase liquide. L'échantillon digéré était placé dans un bécher, et la bouteille de plastique, rincée avec une solution de HCl à 10 p. 100, afin d'éliminer tout lithium qui pourrait adhérer à ses parois. La solution était bouillie jusqu'à réduction à 10-15 ml et filtrée dans un papier filtre Whatman n° 41 ou 54. Le bécher était rincé avec du HCl à 10 p. 100. Le lithium de la solution ainsi obtenue, d'environ 60 ml, a été dosé par absorption atomique de flamme.

Résultats

Concentrations et récupération du traceur

On trouve à la figure 3 les diagrammes de dispersion des concentrations de lithium pour les six essais. Les teneurs en lithium des échantillons prélevés pendant la période de huit heures qui a suivi immédiatement l'injection ne figurent pas dans ces diagrammes. Comme ces valeurs initiales variaient considérablement d'un essai à l'autre, il aurait fallu, pour les inclure, utiliser des échelles différentes, ce qui aurait nui à la comparaison visuelle des courbes. Le nombre qui apparaît dans le coin supérieur de chaque diagramme de la figure 3 est la concentration maximale de lithium (Cmax) durant la période initiale

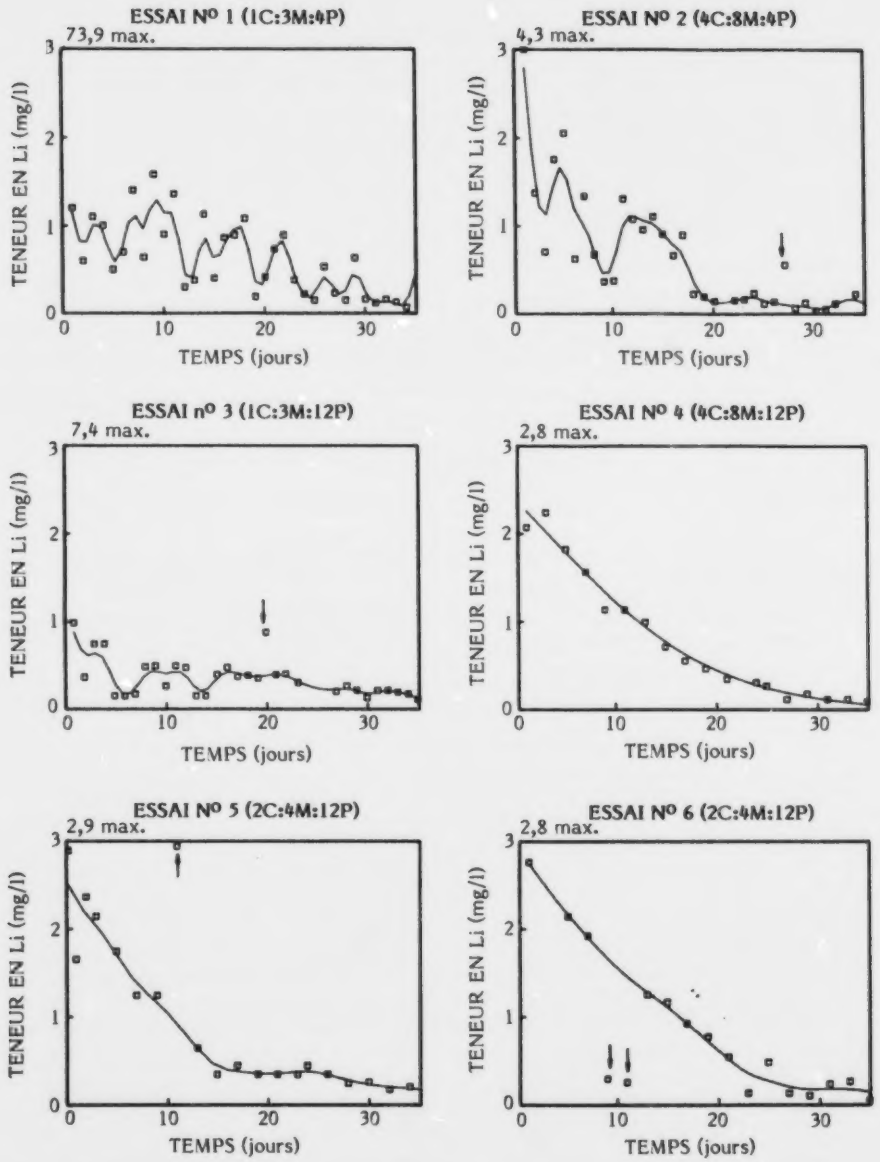

Fig. 3. Diagrammes de dispersion de la teneur des boues en traceur, avec courbes lissées pour indiquer les tendances

d'échantillonnage de huit heures. Une courbe lissée, basée sur une fonction "pistolet" et établie par ordinateur (11), apparaît dans chaque diagramme pour montrer la tendance générale des données. Les points non conformes à la tendance générale ont été considérés comme des observations aberrantes et sont indiqués par une flèche. Les observations aberrantes n'ont pas été prises en considération dans l'analyse des données.

Le tableau 2 donne le taux de récupération du traceur, estimé au moyen de la comparaison de la masse totale de traceur récupérée (mr) et de la masse de traceur injectée (m = 3,93 kg de lithium). Le produit de la vitesse moyenne de pompage des boues brutes pendant la durée de l'essai (tableau 1) et de l'aire totale (At) située sous la courbe d'entraînement du traceur a permis de déterminer la masse de traceur récupérée.

Tableau 2. Taux de récupération du traceur et estimations de la performance du brassage

Essai n°	Récupération (%)	TSHM (jours)	Qc/Q (%)	Cmax/Co	Zone morte (%)	Zone morte, I.C. 95 % (%)
1	83,2	10,8	28,8	29,5	49,1	30,6 à 59,8
2	79,3	8,1	0,4	1,4	16,0	< 0 à 30,7
3	47,8	13,3	11,6	4,9	-	-
4	89,3	9,8	0,0	0,9	10,1	2,4 à 16,6
5	74,0	10,5	0,0	1,0	23,4	7,8 à 34,4
6	89,0	12,6	0,0	0,9	8,0	< 0 à 34,0

Un certain nombre de conclusions préliminaires peuvent être tirées des diagrammes de dispersion de la figure 3 et des taux estimatifs de récupération du traceur. La courbe de l'essai n° 4 est caractéristique d'un réacteur bien brassé; celles des essais n^{os} 1, 2 et 3 sont caractéristiques d'un mauvais brassage. Les essais n^{os} 2 et 5 représentent un degré de brassage intermédiaire. La récupération du traceur dans l'essai n° 3 a été de 48 p. 100 et les teneurs en lithium étaient inférieures aux teneurs correspondantes des autres essais. Ce phénomène révèle qu'il y a eu des problèmes dans la réalisation de l'essai: soit que seulement la moitié de la masse prévue de chlorure de lithium a été injectée dans le digesteur, soit que les vannes montées sur la conduite d'alimentation en boues brutes ont été laissées ouvertes et que tout le traceur n'a pas pénétré dans le digesteur. Si l'on exclut l'essai n° 3, la récupération du traceur s'élevait en moyenne à 85 p. 100.

Estimations de la performance du brassage

La performance du brassage a été évaluée en pourcentage pour le court-circuitage et la création de zones mortes. Le volume de la zone morte (Vzm) a été défini comme la portion du volume total (V) du digesteur dans laquelle les boues étaient stagnantes, ce qui représente essentiellement l'espace perdu dans le digesteur (figure 1b). Un court-circuitage (Qc) se produit lorsque les eaux passent de l'entrée à la sortie sans pénétrer dans la zone active principale de brassage (Va) du digesteur (figure 1c). Dans un réacteur où se produisent les phénomènes de court-circuitage et de zones mortes comme ceux qui sont définis à la figure 1, les concentrations de traceur dans les boues à la sortie sont prévues à l'aide de l'équation suivante (5):

$$Cp = (Qa/Q)^2 * (mr/Va) * e^{-t/(Va/Qa)} + (Qc/Q)^2 * (mr/Vc) * e^{-t(Vc/Qc)} \qquad (1)$$

Comme le court-circuitage se produit quelques heures seulement après l'injection du traceur, l'équation peut être réduite à l'équation suivante pour les périodes d'échantillonnage supérieures à une journée:

$$Cp = Co' * e^{-(t/TSHM)} \quad (2)$$

L'estimation des paramètres du modèle, TSHM et Co', pour l'équation 2 a été obtenue par régression linéaire simple des logarithmes naturels des concentrations de traceur en fonction du temps. La pente de l'équation de régression était l'inverse négatif du temps de séjour hydraulique moyen (TSHM). Les valeurs de TSHM sont données au tableau 2.

Les pourcentages de court-circuitage ont été obtenus pour chaque essai en divisant l'aire totale (At) sous la courbe d'entraînement observée dans les deux compartiments, comme l'a prédit l'équation 2. Les estimations de l'aire résultant du court-circuitage (Ac) du traceur entre l'entrée et la sortie ont été obtenues en appliquant la règle trapézoïdale aux valeurs appariées de Cc et de t, et Cc a été calculé au moyen de l'équation suivante:

$$Cc = Cs - Cp \quad (3)$$

Le rapport de l'aire court-circuitée (Ac) à l'aire totale estimative (At), sous la courbe d'entraînement donne une idée de la proportion du débit qui est court-circuitée (Qc/Q). On trouvera dans Randle (12) une analyse des fondements théoriques de cette approche ainsi que sa vérification à l'aide de données simulées et expérimentales. Le tableau 2 résume les résultats obtenus avec cette méthode.

Pour vérifier de façon grossière les pourcentages de court-circuitage, les rapports de la concentration maximale mesurée de traceur (Cmax) à la concentration initiale prévue (Co) ont été calculés au tableau 2. Co s'élevait à 2,98 mg/l pour tous les essais sauf l'essai nº 3. Comme la récupération du traceur de l'essai nº 3 était d'environ de 50 p. 100, on a supposé une valeur de 1,49 mg/l. Les valeurs de Cmax/Co supérieures à 1 indiquent un court-circuitage. Les valeurs de Cmax/Co et les estimations du court-circuitage indiquent toutes deux qu'il y a eu court-circuitage dans les essais nºs 1 à 3. Par ordre de gravité, le court-circuitage a été le plus important dans l'essai nº 1 et le moins important dans l'essai nº 2.

Les aires de zones mortes ont été établies à partir des estimations de régression du temps de séjour hydraulique moyen (TSHM), dans la zone active, données au tableau 2. Dans les cas où aucun court-circuitage n'a eu lieu, le pourcentage de zones mortes a été calculé de la façon suivante:

$$\%Vzm = 100\ \% * (1 - (TSHM/TSHT)) \quad (4)$$

Dans les essais où il y a eu court-circuitage, les estimations de régression du temps de séjour hydraulique moyen (TSHM) représentent le volume de la zone active divisé par la circulation des boues dans la zone active du digesteur. Ainsi, les volumes actifs ont été déterminés à l'aide de l'équation suivante:

$$\%Va = 100\ \% (1-(TSHM/TSHT) * (1-Qc/Q)) \quad (5)$$

Les résultats sont donnés au tableau 2. Comme le temps de séjour hydraulique moyen estimatif était supérieur au temps de séjour de l'essai nº 3, aucune estimation des zones mortes n'est donnée pour cet essai dans le tableau. Les intervalles de confiance de 95 p. 100 pour les estimations des zones mortes données au tableau 2 ont été calculés à partir de l'intervalle de confiance de la pente obtenue par régression linéaire simple des logarithmes naturels des concentrations de traceur dans les boues en fonction du temps (13). Cette approche suppose que les estimations de la circulation des boues sont correctes. L'estimation des zones mortes de l'essai nº 6 présente un large intervalle de confiance à cause de la variabilité de quelques observations à la queue de la courbe d'entraînement du traceur.

Vérification des estimations de régression

Pour vérifier la validité des estimations de régression, les concentrations prévues, obtenues au moyen de l'équation 2 qui fait appel aux estimations de régression du temps de séjour hydraulique moyen, ont été comparées aux teneurs observées en traceur (figure 4). Les concentrations observées considérées comme aberrantes (figure 3) ne figurent pas dans les diagrammes. En outre, pour chaque essai, les valeurs de la moyenne des carrés des résidus ont été déterminées comme suit:

$$MCres = \frac{\sum (Cs - Cp)^2}{nE - 2} \qquad (6)$$

Ces valeurs, qui apparaissent dans le coin supérieur gauche des diagrammes de la figure 4, quantifient l'ajustement des teneurs observées aux teneurs prévues. Pour les essais n^{os} 4 et 6, où le brassage était satisfaisant, les diagrammes et les faibles valeurs des moyennes des carrés des résidus démontrent que le modèle de brassage (équation 2) permet de prévoir avec précision la performance observée. Par contre, pour les essais n^{os} 1 et 2, dans lesquels le brassage était insuffisant, l'ajustement global entre les valeurs observées et les valeurs prévues est faible. Les moyennes des carrés des résidus pour ces deux essais étaient grossièrement supérieures d'un ordre de grandeur à celles des essais n^{os} 4 et 6. En général, à mesure que diminue le degré de brassage, l'ajustement entre les valeurs observées et les valeurs prévues diminue aussi, étant donné que la variabilité des concentrations observées de traceur augmente. Cette constatation met en question l'adéquation du modèle simple des zones mortes (équation 2) pour quantifier la performance de brassage dans les cas de brassage faible. La complexité des courbes d'entraînement du traceur dans les essais n^{os} 1 et 2 laisse croire à un échange de boues entre un certain nombre de zones brassées et de zones stagnantes dans le digesteur.

D'autres difficultés sont survenues pendant l'analyse des données. En effet, contrairement à la théorie de la DTS, les débits réels dans le digesteur variaient pendant le même essai. La variabilité du débit a pour effet d'augmenter la variabilité des données sur la teneur en traceur à la sortie du digesteur et d'introduire des incertitudes dans les estimations des temps de séjour hydraulique utilisées en conjonction avec les estimations de régression du temps de séjour hydraulique moyen (TSHM) pour évaluer les zones mortes (équations 4 et 5). En outre, les concentrations de traceur observées qui n'étaient pas conformes à la forme générale de la courbe de récupération ont été considérées comme des observations aberrantes et ont été écartées des analyses subséquentes. L'élimination d'un ou deux points de données a entraîné une différence importante dans les estimations de régression pour certains essais. Des problèmes semblables sont également survenus pendant la régression pour déterminer quelle proportion de l'essai inclure dans l'analyse des données par régression; pour certains essais, les valeurs par régression pour un seul TSH produisaient une estimation donnée du temps de séjour hydraulique moyen (TSHM), tandis que la régression pour deux TSH en donnait une autre. Devant ces constatations, les estimations de la performance du brassage données au tableau 2, notamment celles des essais où le brassage a été insatisfaisant, doivent être considérées comme approximatives.

Analyse

Les résultats présentés à la figure 3 et au tableau 2 démontrent que les changements apportés au mode de brassage dans le digesteur de l'usine de Brantford ont eu un effet mesurable sur le mélange des boues, comme en témoignent les essais effectués avec le traceur. Aucune conclusion directe n'a pu être tirée concernant l'effet de ce brassage amélioré sur la performance du digesteur, étant donné que la production de gaz et la destruction des matières volatiles n'étaient pas contrôlées dans le cadre de l'étude. Toutefois, les phénomènes de court-circuitage survenus dans trois des six essais constituent une preuve indirecte que la performance du digesteur était affectée par le mode de brassage. Lorsqu'il y avait court-circuitage, une partie des boues brutes passait directement de l'entrée à la sortie du digesteur et, par conséquent, n'y était pas stabilisée. La

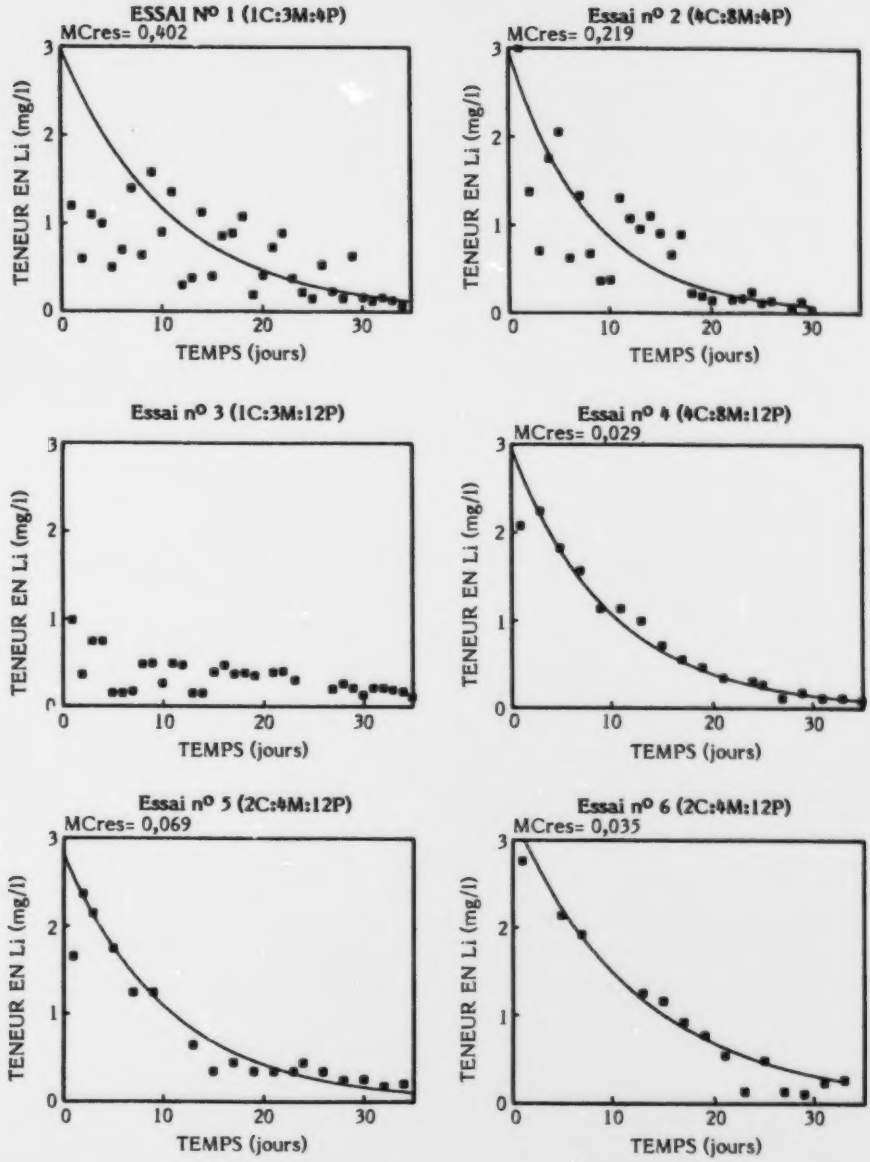

Fig. 4. Diagrammes de dispersion de la teneur des boues en traceur, avec prévisions établies à partir des modèles de régression

performance du digesteur était par conséquent réduite, proportionnellement au volume court-circuité de boues brutes. Pour éliminer le court-circuitage, les concepteurs doivent prévoir une séparation suffisante entre l'entrée et la sortie du digesteur. En outre, les dispositifs de brassage doivent être placés par rapport à l'entrée de façon que les boues brutes pénètrent dans le digesteur dans une zone de brassage actif. Une des lacunes majeures des méthodes, comme celle du profil vertical de la température ou des solides, couramment utilisées pour mesurer la performance du brassage dans le digesteur réside dans leur incapacité à détecter le court-circuitage.

Pour mieux évaluer les résultats, on a calculé la consommation d'énergie (puissance consommée) unitaire et comparé les essais effectués à la même fréquence de pompage (mais à des consommations d'énergie différentes) (tableau 3). Les valeurs de ces paramètres augmentaient en fonction de l'amélioration de la performance du brassage, faisant mieux apparaître toute relation entre la performance du brassage et l'augmentation de la puissance. Les valeurs du pourcentage d'écoulement actif et du volume actif ont été déterminées en soustrayant de 100 p. 100 le pourcentage de zones mortes et les estimations de court-circuitage. Les différences entre les volumes actifs ont été inscrites au tableau 3 lorsqu'elles étaient importantes (selon les intervalles de confiance de 95 p. 100 du tableau 2). Les résultats de l'essai n° 3 n'ont pas été inclus à cause du très large intervalle de confiance pour le volume actif.

Tableau 3. Comparaison des résultats obtenus à la même fréquence de pompage des boues et à différentes puissances consommées

Essai n°	Puissance unitaire (kW/1000 m^3)	P	Qa/Q (%)	Changement	Va/V (%)	Changement
2	17,0	4	99,6		84,0	
				28,4		33,1
1	4,3	4	71,2		50,9	
4	17,0	12	100,0		89,9	
				0		13,2
5	8,5	12	100,0		76,7	
				11,6		S.O.
3	4,3	12	88,4		S.O.	

Les résultats qui figurent au tableau 3 montrent que, comme prévu, les estimations de l'écoulement actif et du volume actif augmentent toutes deux lorsque l'intensité du brassage augmente. L'amélioration la plus forte a été obtenue lorsque la puissance consommée a été augmentée à la fréquence de pompage la plus faible. En outre, les résultats présentés au tableau 3 indiquent que les critères de conception actuels pour le dimensionnement du matériel de brassage du digesteur pourraient être inadéquats. Dans tous les cas, les volumes actifs étaient inférieurs à 100 p. 100 du volume total disponible des digesteurs. Dans l'essai n° 2, pendant lequel la fréquence de pompage des boues était faible et la consommation d'énergie s'élevait à 17,0 kW/1000 m^3, le volume actif était en gros de 84 p. 100, et une partie de l'écoulement, petite mais détectable, était court-circuitée. Par conséquent, le contenu du digesteur était incomplètement brassé à une consommation d'énergie qui dépassait les recommandations de l'EPA américaine (1) (5,3 à 7,9 kW/1000 m^3).

D'autres preuves de l'insuffisance des critères actuels de brassage sont obtenues en comparant les consommations d'énergie des digesteurs anaérobies (5,3 à 7,9 kW/1000 m^3)

aux valeurs recommandées pour les autres procédés de traitement biologiques. Par exemple, pour les digesteurs aérobies, Metcalf et Eddy Inc. (14) recommandent une consommation d'énergie pour le brassage de l'ordre de 20 à 40 kW/1000 m^3. Dans les bassins de décantation aérée, certaines recherches (15) révèlent que le mélange intégral n'est pas atteint à une puissance consommée inférieure à 5,3 kW/1000 m^3. À l'opposé, toutefois, Bruce (16) et Garber (17) prétendent qu'un auto-brassage suffisant peut se faire par l'action des bulles de gaz qui montent dans les boues lorsque le digesteur est chargé à un rythme suffisamment rapide.

Pour évaluer l'effet de la fréquence du pompage des boues, les estimations de la performance du brassage dans les essais effectués avec la même consommation d'énergie (mais avec des fréquences de pompage différentes) ont été comparées (tableau 4). La comparaison de l'essai n° 1 avec l'essai n° 3, et l'essai n° 2 avec l'essai n° 4, au tableau 4, montrent qu'à deux puissances consommées différentes, le pourcentage d'écoulement actif augmentait en fonction de la fréquence du pompage. L'augmentation la plus importante de l'écoulement actif résultait de l'augmentation de la fréquence de pompage à la puissance consommée la plus faible. Même aux puissances les plus élevées (essais n°s 2 et 4), une amélioration légère, mais détectable, de l'écoulement actif a été obtenue en augmentant la fréquence de pompage. Par conséquent, les résultats obtenus à la station de Brantford laissent croire que le brassage dans le digesteur peut être amélioré de façon simple et économique en pompant les boues brutes dans le digesteur à une vitesse aussi uniforme et continue que possible.

Tableau 4. Comparaison des résultats à la même puissance consommée et à différentes fréquences de pompage

Essai n°	Puissance unitaire (kW/1000 m^3)	P	Qa/Q (%)	Changement	Va/V (%)	Changement
3	4,3	12	88,4	17,2	S.O.	S.O.
1	4,3	4	71,2		50,9	
4	17,0	12	100,0	0,4	89,9	NS*
2	17,0	4	99,6		84,0	

* La différence dans les volumes actifs des essais n°s 2 et 4 n'était pas significative.

La littérature publiée sur ce sujet vient appuyer cette constatation que la fréquence de pompage influe sur la performance de brassage du digesteur (18). Il faut plus d'énergie pour disperser des boues qui ont été ajoutées de façon intermittente que pour disperser des boues qui pénètrent dans le réacteur à une vitesse uniforme (19). Par conséquent, dans les industries utilisant des procédés chimiques, les systèmes de brassage par lots requièrent une puissance nominale de 10 à 25 p. 100 supérieure à celle des systèmes à écoulement continu (20). En outre, l'alimentation continue permet d'éviter les problèmes créés par le chargement intermittent des micro-organismes (1).

Un certain nombre de facteurs autres que la consommation d'énergie, la fréquence de pompage des boues et l'emplacement des dispositifs de brassage influent sur le degré de mélange atteint dans un digesteur. Les caractéristiques fluides des boues en digestion sont complexes (à la fois pseudo-plastique et thixotropique) et varient d'une installation à l'autre et en fonction du temps. Frost (21) signale que la viscosité apparente des boues de diverses installations peut varier d'un facteur de 50. Les différents digesteurs font appel à toute une gamme de modes de brassage, notamment des dispositifs d'injection de gaz

confinés et non confinés, des systèmes de brassage mécanique et la recirculation par pompage (4). En plus de la dimension et de la forme du bassin, l'emplacement de l'entrée par rapport à la sortie, et leur emplacement par rapport au mélangeur, ainsi que la fréquence du nettoyage pour enlever les matières accumulées influent sur la performance du brassage. Par conséquent, les besoins en énergie des dispositifs de brassage des digesteurs anaérobies sont propres à chaque installation, et il faut être prudent lorsque l'on compare les résultats d'un digesteur à ceux d'un autre.

Résumé et conclusions

Six courbes de distribution du temps de séjour ont été tracées et analysées pour étudier l'influence du brassage et de la fréquence du pompage des boues brutes sur le degré de mélange des boues dans un digesteur anaérobie primaire à forte charge. Les principales conclusions de l'étude sont les suivantes:

a) L'apparition de phénomènes de court-circuitage dans trois des six essais a montré que la performance du digesteur était influencée par le mode de brassage. Il est essentiel de prévenir le court-circuitage dans les digesteurs pour en maximiser la performance.

b) La performance du brassage (évaluée par le court-circuitage de l'écoulement et la proportion de volume actif) s'est améliorée après l'installation d'un dispositif automatique qui augmentait la fréquence à laquelle les boues brutes était pompées dans le digesteur. La performance du brassage s'est le plus améliorée en augmentant la fréquence du pompage et en réduisant en même temps la consommation d'énergie.

c) La performance du brassage s'est améliorée après augmentation de la puissance totale de brassage. L'amélioration la plus prononcée de l'écoulement actif a été obtenue lorsqu'on a augmenté la consommation d'énergie en même temps qu'on réduisait la fréquence de pompage des boues.

d) Les critères actuels pour la consommation d'énergie des digesteurs semblent insuffisants. Le contenu du digesteur était incomplètement brassé même à une puissance qui dépassait les recommandations de l'EPA américaine (5,3 à 7,9 kW/1000 m^3). En outre, d'après la littérature, il apparaît que la consommation d'énergie par les digesteurs est faible comparativement à celle des autres procédés de traitement biologique.

e) Plus le degré de brassage diminue, plus l'ajustement entre les teneurs observées en traceur et les teneurs prévues à partir d'un modèle des zones mortes (équation 3) a diminué à cause de la variabilité accrue des teneurs observées en traceur. D'après la complexité des courbes d'entraînement du traceur lorsque le brassage est le moins prononcé, il semble y avoir eu échange de boues entre un certain nombre de zones brassées et de zones stagnantes dans le digesteur pendant les essais.

f) En plus de la consommation d'énergie et de la fréquence du pompage, la littérature révèle que la performance du brassage est influencée par les caractéristiques fluides des boues en digestion, par la configuration du bassin, par la configuration des mélangeurs ainsi que par le type et les méthodes d'exploitation. Étant donné que ces facteurs varient considérablement d'une installation à l'autre, les besoins en énergie des systèmes de brassage des digesteurs anaérobies sont particuliers à chaque endroit.

Remerciements

Cette étude a été subventionnée et effectuée conjointement par le ministère ontarien de l'Environnement, le ministère ontarien de l'Énergie, Approvisionnements et Services Canada et Environnement Canada. John Smart et Tom Brankovic agissaient à titre d'agents de projet pour le ministère ontarien de l'Environnement. Sans la précieuse collaboration de l'opérateur principal, Charles Fiddey, et du personnel de la station d'épuration de Brantford, nous n'aurions pu mener cette étude à bien.

Références

1. U.S. Environmental Protection Agency (1979). Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal. EPA 625/1-79-011, U.S. EPA, Cincinnati, Ohio.

2. Torpey, W.N. (1955). Loading to Failure of a Pilot High-Rate Digester, *Sewage and Industrial Wastes*, *27* (2): 479-494.

3. Buzzell, J.C. et C.M. Sawyer (1963). Biochemical Vs. Physical Factors in Digester Failure, *Journal Water Pollution Control Federation*, *35* (2): 205-221.

4. Cooper, A.B. et R.J. Tekippe (1982). Current Anaerobic Digester Mixing Practices, présenté à la 55th Annual WPCF Conference, St. Louis, Missouri.

5. Levenspiel, O. (1972). Nonideal Flow, dans Chemical Reaction Engineering, 2e édition. John Wiley & Sons, New York, N.Y., 253-325.

6. Himmelblau, D.M. et K.B. Bischoff (1968). Population-Balance Models, dans Process Analysis and Simulation, Deterministic Systems. John Wiley & Sons, New York, N.Y., 59-86.

7. Smart, J. (1978). An Assessment of the Mixing Performance of Several Anaerobic Digesters Using Tracer Response Techniques. Ontario Ministry of the Environment, Research Report No. 72, Canada.

8. Monteith, H.D. et J.P. Stephenson (1981). Mixing Efficiencies in Full Scale Anaerobic Digesters by Tracer Methods, *Journal Water Pollution Control Federation*, *53* (1): 78-84.

9. Hall, E.R. (1983). Flow Modelling and Mixing in Anaerobic Sludge Digesters: Status Report. Wastewater Technology Centre, Burlington, Canada.

10. Ross, R.D. (1982). Primary Digester Mixing Study, North End Water Pollution Control Centre. Waterworks, Waste and Disposal Department, City of Winnipeg, Manitoba, Canada.

11. Graphic User System Inc. (1986). GRAFIT/1000 Reference Manual. Graphic User System Inc., Santa Clara, California.

12. Randle, W. (1987). Verification of Tracer Techniques for Assessing Mixing in Anaerobic Digesters. Bachelor of Technology thesis, Ryerson Polytechnical Institute, Toronto, Ontario.

13. Draper, N. et H. Smith (1966). Applied Regression Analysis. John Wiley & Sons Inc., New York, N.Y.

14. Metcalf and Eddy, Inc. (1979). Wastewater Engineering: Collection, Treatment, Disposal. McGraw-Hill Book Co., New York, N.Y.

15. Flecksider, H.R. et J.F. Malina (1970). Design Guides for Biological Wastewater, Treatment Processes - Performance of the Aerated Lagoon Process, Technical Report CRWR-71. Center for Research in Water Resources, University of Texas, Austin.

16. Bruce, M. (1981). Discussion of Anaerobic Sludge Digestion - Need It Be Expensive? Making More of Existing Resources, *Water Pollution Control*, *80* (1): 91.

17. Garber, W.F. (1982). Operating Experience with Thermophilic Anaerobic Digestion, *Journal Water Pollution Control Federation*, *54* (8): 1170-1175.

18. Brade, C.E., et G.P. Noone (1981). Anaerobic Sludge Digestion - Need It Be Expensive? Making More of Existing Resources, *Water Pollution Control, 80* (1): 70-94.

19. Rundle, H et J. Whyley (1981). A Comparison of Gas Recirculation Systems for Mixing Contents of Anaerobic Digesters, *Water Pollution Control, 80* (4): 463-480.

20. Oldshue, J.Y. (1983). Fluid Mixing Technology. McGraw-Hill Book Co., New York, N.Y.

21. Frost, R.C. (1981). How to Design Sewage Sludge Pumping Systems. Water Research Centre, Stevenage Laboratory, Stevenage, U.K.

Explication des symboles

Ac = **aire** située sous la courbe de DTS en conditions de **court-circuitage** de l'écoulement, mg/l*jours;

At = **aire totale** située sous la courbe de DTS, mg/l*jours;

C = **nombre** de **compresseurs** utilisés par essai dans le digesteur de la station de Brantford, sans dimension;

Cs = **concentration** mesurée du traceur à la **sortie**, mg/l;

Cmax = **concentration maximale** mesurée du traceur, mg/l;

Cp = **concentration** de traceur **prévue** à l'aide du modèle de mélange, mg/l;

Cc = **concentration** du traceur après **court-circuitage**, mg/l;

Co = **concentration initiale** de traceur prévue immédiatement après l'injection du traceur, mg/l;

Co' = **concentration** initiale du traceur dans la zone de brassage actif, mg/l;

I.C. = **intervalle** de **confiance**

m = **masse** de traceur injectée dans le digesteur, kg;

mr = **masse** de traceur **récupérée** pendant l'étude, kg;

nE = **nombre d'échantillons**, sans dimension;

M = **nombre de mélangeurs** à gaz, sans dimension;

MCres = **moyenne** des **carrés** des **résidus** (d'après les teneurs prévues et observées), $(mg/l)^2$;

Q = **débit** des boues brutes dans le digesteur, m^3/jour;

Qa = **débit** des boues entrant dans la zone de brassage **actif** du digesteur, m^3/jour;

Qc = **débit** des boues brutes **court-circuitées** ou déviées de l'entrée à la sortie du digesteur, m^3/jour;

P = nombre de **pompages** par jour de boues brutes dans le digesteur pendant un essai à la station de Brantford;

t = **temps** écoulé depuis l'injection du traceur, jours;

ts = **temps** écoulé entre l'injection du traceur et le prélèvement de l'échantillon à la **sortie**, jours;

TSHM = **temps de séjour hydraulique moyen**, jours;

TSHT = **temps de séjour hydraulique théorique**, jours;

V = **volume** total du digesteur, m^3;

Va = **volume** du digesteur soumis à un brassage **actif**, m^3;

Vzm = **volume** de la **zone morte** du digesteur, m^3;

Vc = **volume** du digesteur soumis à un **court-circuitage** ou à une déviation de l'écoulement, m^3.

LA CONCEPTION D'INSTALLATIONS D'ÉPURATION PAR BOUES ACTIVÉES POUR UNE MEILLEURE ÉLIMINATION DES MATIÈRES EN SUSPENSION

David T. Chapman, Ph.D., Ingénieur de procédés

Environnement Canada, Centre technique des eaux usées,
C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

Introduction

Les stations d'épuration dotées de systèmes de traitement par boues activées produisent un effluent purifié en convertissant en biomasse les substances organiques solubles dans une eau usée, en piégeant dans la biomasse les particules colloïdales et en séparant la biomasse du circuit liquide. La conversion des substances organiques solubles est très efficace, la plupart des stations d'épuration par boues activées produisant des effluents dont la DBO_5 soluble est inférieure à 5 mg/l (Benefield et Randall, 1980).

C'est la quantité de matières en suspension s'échappant du décanteur secondaire qui limite la qualité de l'effluent d'une installation d'épuration par boues activées. La plupart des matières organiques dans l'effluent sont présentes sous forme de matières en suspension. Selon le temps de rétention hydraulique et le temps de séjour des matières solides dans une installation à boues activées, les matières en suspension qui s'échapperont du décanteur secondaire représentent de 50 à 90 p. 100 de la DBO_5 de l'effluent (Chapman, 1984).

Un taux d'élimination médiocre des matières en suspension entraîne également une moins bonne élimination du phosphore. Une étude de la précipitation du phosphore par les alums dans une installation à boues activées a montré que la quantité totale de phosphore dans l'effluent était étroitement liée à la teneur en matières en suspension de l'effluent (U.S. EPA, 1971). Environ 80 p. 100 du phosphore de l'effluent se trouvaient associés aux matières solides dans ce même effluent.

L'amélioration de l'élimination des matières en suspension est rendue possible grâce à une conception prudente de trois composantes de l'installation à boues activées: les pompes et les commandes réglant le débit d'alimentation et le recyclage; le bassin d'aération et le système de diffusion d'oxygène; et enfin les décanteurs secondaires. Les pompes sont choisies et utilisées de façon à empêcher la vitesse d'écoulement de fluctuer, ce qui risque de dégrader la qualité de l'effluent. Le système de diffusion d'oxygène et le bassin d'aération sont conçus pour produire un liquide mixte possédant de bonnes propriétés de décantation et de clarification.

Au départ, le décanteur secondaire a été conçu pour assurer l'épaississement, grâce à une combinaison correcte de l'aire finale du décanteur et du taux de recirculation, correspondant aux caractéristiques particulières de décantation du liquide mixte. L'épaississement peut échouer si la vitesse à laquelle les matières solides entrent dans le décanteur secondaire dépasse la vitesse à laquelle elles sont éliminées. La persistance d'un état de déséquilibre de ce type entraînera l'addition de matières solides au voile de boue, avec risque de perte massive de matières solides lorsque le voile atteint les déversoirs du décanteur. Les techniques mises au point par Dick (1970) et Keinath *et al.* (1979) permettent aux ingénieurs d'évaluer la capacité d'épaississement du décanteur secondaire.

Une fois qu'on s'est assuré que le décanteur secondaire possède une capacité d'épaississement suffisante, il faut optimiser le pouvoir de clarification de l'unité. La clarification est fonction de la charge hydraulique, de la profondeur du bassin et de la teneur en matières en suspension (MeS) du liquide mixte. On a récemment essayé de maximiser la clarification grâce à l'utilisation de puits centraux de floculation et de déversoirs à effluent, comportant des chicanes horizontales pour dévier les courants de densité.

Le présent exposé, fondé sur un examen de la documentation la plus récente et sur des études effectuées par l'auteur (Chapman, 1983, 1984, 1985), porte sur les mécanismes qui régissent l'élimination des matières en suspension dans une installation à boues activées. Divers aspects de la conception des pompes d'alimentation et de recirculation, du bassin d'aération et du système de diffusion de l'oxygène, et enfin du décanteur secondaire, ainsi que leurs effets sur l'élimination des matières en suspension font l'objet d'un examen.

Choix des pompes et des systèmes de commande

Les pompes d'alimentation ou de recirculation peuvent provoquer des variations de débit qui entraînent des surpressions. Étant donné que les installations à boues activées ne peuvent éliminer complètement ces variations et que les décanteurs secondaires réagissent aux variations soudaines de la charge hydraulique, les surpressions provoquées par les pompes degradent la qualité de l'effluent. Pour éviter la propagation des surpressions, les pompes et leurs systèmes de commande doivent être choisis avec soin. Dans le bassin d'aération, des chicanes de sortie peuvent être aménagées de façon à faciliter l'atténuation des surpressions.

Variations de débit et surpressions

La documentation technique parle des fortes variations de débit, dues au fonctionnement des pompes d'alimentation et de recirculation. Par exemple, en Angleterre, Maskell et Lumbers (1974) ont constaté que l'action combinée des stations de relèvement produisait un débit d'alimentation instantané, dont le cycle variait toutes les 50 minutes d'un minimum de 0 à un maximum plus que deux fois supérieur à la capacité de l'installation par temps sec. On peut voir à la figure 1, d'après Olsson *et al.* (1984), une courbe du débit d'alimentation de l'installation à boues activées de Kirkeskoven, au Danemark. Le rôle des pompes d'alimentation dans la formation de surpressions de fréquence et d'amplitude élevées est évident.

Dans une station en Floride, Collins et Crosby (1980) ont observé les variations de débit résultant du fonctionnement intermittent des pompes de recirculation. Les résultats, présentés à la figure 2, montrent que le débit de l'effluent peut être multiplié jusqu'à 2,5 fois pendant un cycle. Des variations de cet ordre dans la charge hydraulique détériorent de façon significative la qualité d'un effluent.

Atténuation hydraulique dans les installations classiques à boues activées

Les unités classiques à boues activées ne possèdent qu'une capacité limitée pour atténuer les variations de débit induites par la pompe (Bender et Crosby, 1984). La capacité d'un bassin d'atténuer ces variations est déterminée par la relation entre le débit à la sortie du bassin et le niveau du liquide dans ce bassin. Quatre facteurs régissent la relation entre le débit et le niveau du liquide, à savoir: le type de déversoir, le nombre de déversoirs à la sortie, les dimensions des déversoirs et la superficie du bassin (Olsson *et al.*, 1984). Andrews (1974) fait remarquer que la plupart des installations à boues activées utilisant un grand nombre de déversoirs à échancrure en V aux sorties sont essentiellement des systèmes à volume constant. Avec des déversoirs à échancrure en V, le débit est proportionnel au niveau du liquide, selon la relation:

$$Q = kh^{2,5}$$

où Q : débit
k : constante (soit le produit du coefficient du déversoir par le nombre de déversoirs)
h : hauteur de charge au-dessus du déversoir.

Par conséquent, une petite variation du niveau du liquide entraîne une forte augmentation du débit. Hill (1985) a déterminé que la constante hydraulique temporelle d'une installation classique à boues activées était d'environ 5 minutes.

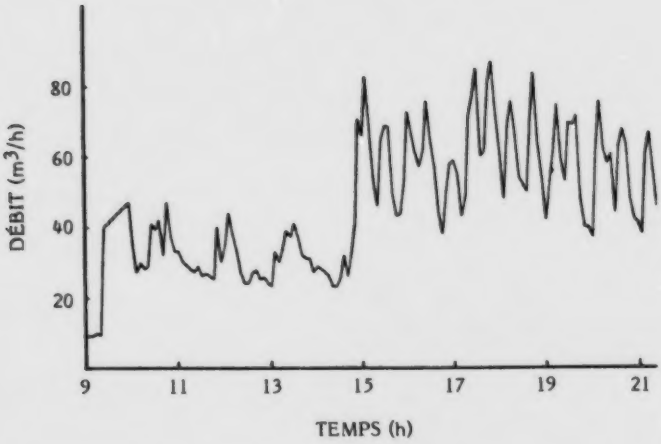

Fig. 1. Courbe de débit d'une installation à boues activées montrant les variations induites par la pompe
(D'après Olsson et al., 1984.)

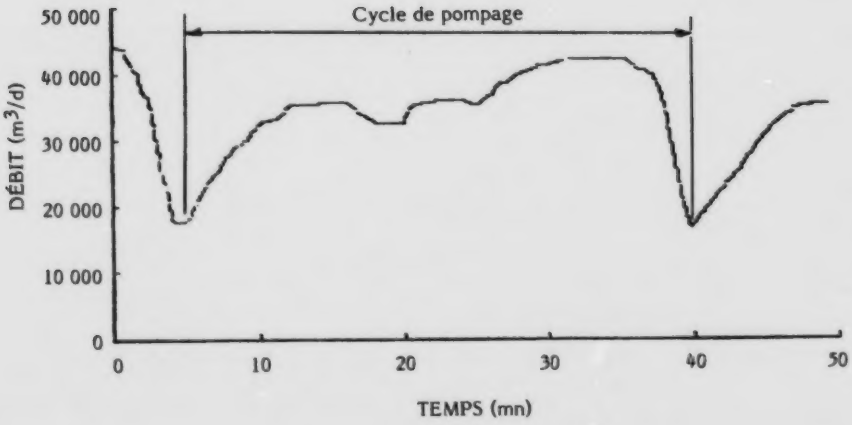

Fig. 2. Débit final de l'effluent montrant les effets du recyclage intermittent des boues
(D'après Collins et Crosby, 1980.)

Dynamique du décanteur secondaire

Les perturbations dans l'écoulement qui parviennent dans le décanteur secondaire dégradent la qualité de l'effluent. Des résultats expérimentaux ont montré que la réaction dynamique des décanteurs secondaires à des variations soudaines du débit est non linéaire (Chapman, 1985; Olsson et Chapman, 1985; Hill, 1985; Dietz et Keinath, 1984). Des accroissements soudains du débit provoquent une baisse rapide de la teneur en matières en suspension de l'effluent; une diminution soudaine du débit résulte en une décroissance plus graduelle de cette teneur. Ces résultats vont dans le sens de l'affirmation de Crosby et Bender (1980), qui estiment que la turbulence à l'intérieur d'un décanteur secondaire se forme rapidement mais décroît lentement.

Méthode pour empêcher et atténuer les variations de débit

Fréquemment, les pompes d'alimentation sont dimensionnées pour les débits produits par temps pluvieux, et elles sont arrêtées ou mises en marche par des interrupteurs à flotteur dans la bâche d'aspiration du poste de pompage. Par temps sec, le fonctionnement de ces pompes peut provoquer des variations importantes de débit. Pour éviter cela, des commandes mécaniques ou électriques de variation de la vitesse peuvent être utilisées sur les pompes d'alimentation. La vitesse du pompage d'alimentation peut alors être modifiée légèrement d'un niveau à un autre. À la place des commandes de vitesse variable, on peut également faire appel à une série de pompes à vitesse unique ou double, de différentes dimensions, réglées pour empêcher les fortes augmentations de débit. Dans les petites stations d'épuration, on peut essayer d'obtenir un état d'équilibre.

Des caractéristiques spéciales peuvent être incorporées dans le bassin d'aération pour permettre à la station d'atténuer les variations de débit après leur apparition. L'augmentation à la fois de la revanche du bassin d'aération et de la résistance hydraulique du déversoir de sortie dans le bassin permettra d'accroître le degré d'atténuation. En manipulant le nombre, le type et les dimensions des déversoirs, l'ingénieur peut obtenir le résultat recherché. Pour obtenir des renseignements supplémentaires sur les variations de débit et le dimensionnement du déversoir d'un bassin d'aération, on peut consulter l'ouvrage de Olsson *et al.* (1984).

On peut obtenir des résultats intéressants lorsqu'on évite la propagation des variations de débit induites par la pompe. La ville de Détroit, par exemple, en équilibrant le pompage d'alimentation a évité l'achat de quatre nouveaux décanteurs et économisé 18 millions de dollars US (Porta *et al.*, 1980).

Conception du bassin d'aération

Le système de traitement par boues activées emploie une culture mixte de micro-organismes pour éliminer les matières organiques solubles et piéger les particules colloïdales. Individuellement, les bactéries sont elles-mêmes de nature colloïdale et, comme telles, ne peuvent être éliminées par sédimentation. Par conséquent, un traitement efficace par boues activées dépend essentiellement de la capacité d'agrégation de cellules individuelles en flocs, qui eux peuvent être éliminés par sédimentation. Le degré de floculation bactérienne et les propriétés de décantation des flocs sont déterminés par les conditions de croissance à l'intérieur du bassin d'aération. Le temps de séjour des matières solides (TSMS) ou âge des boues, la teneur en oxygène dissous (OD), l'intensité de la turbulence à l'intérieur du bassin et la configuration du bassin vont déterminer à quel degré un liquide mixte traité dans le bassin d'aération épaissira et se clarifiera dans le décanteur final.

Nature des flocs de boues activées

Les flocs sont des agrégats de bactéries chargées négativement, comprenant à la fois des bactéries sphériques (formant des flocs) et des bactéries filamenteuses (Palm *et al.*, 1978).

La présence de filaments constitue une "épine dorsale" qui augmente la résilience du floc. Mais, dans certaines conditions - faibles teneurs en substrat, en agents nutritifs ou en oxygène dissous - les organismes filamenteux sont avantagés par rapport aux organismes formant des flocs et croissent plus rapidement. Les filaments poussent ensuite hors du floc dans le liquide environnant (figure 3), ce qui donne une biomasse de faible densité qui se dépose lentement. Le processus, appelé gonflement filamenteux, augmente les risques d'épaississement insuffisant dans le décanteur final.

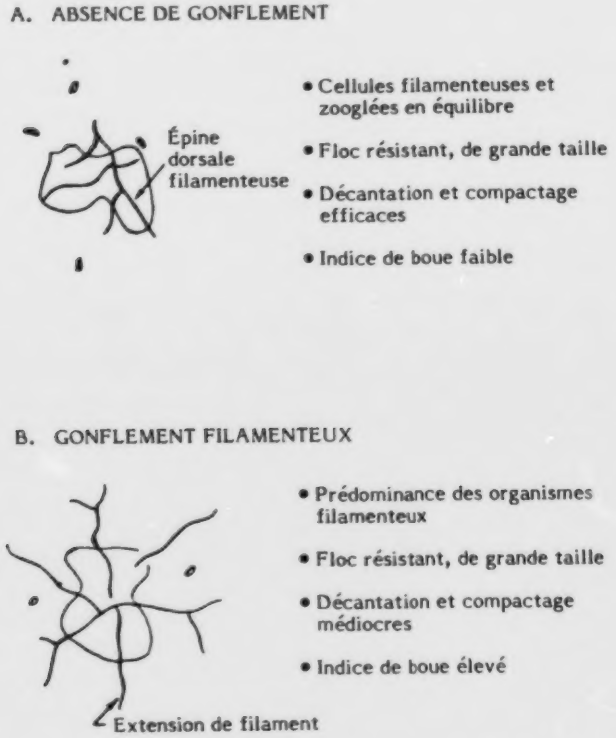

Fig. 3. Schéma de la relation entre la croissance filamenteuse et la décantation et le compactage
(*D'après Palm* et al., *1978.*)

La "colle" qui maintient ensemble les bactéries individuelles pour former les flocs est constituée de molécules à longue chaîne, appelées exopolymères (Tenney et Verhoff, 1973). Ces polymères sont produits par les bactéries et renferment principalement des polysaccharides (Brown et Lester, 1980). Les protozoaires présents dans le liquide mixte peuvent également contribuer au processus de formation du floc bactérien, en s'alimentant de cellules individuelles ou en produisant un certain type de biopolymère. Mais, les recherches avec des déchets synthétiques ont montré que la floculation de bactéries peut se produire en l'absence de protozoaires (Hughes et Stafford, 1976).

Temps de séjour des matières solides

Le TSMS déterminera les conditions de croissance à l'intérieur du bassin d'aération et, par conséquent, les caractéristiques de clarification et d'épaississement de la biomasse. Si le TSMS est court (moins de trois jours), les micro-organismes sont dans la "phase de croissance logarithmique". Il en résulte une croissance dispersée (peu de flocs et beaucoup de cellules individuelles), car la croissance bactérienne dépasse la production de biopolymères. Inversement, lorsque le TSMS est très long, plus de quinze jours, le polymère bactérien en excès restabilise les biocolloïdes, avec formation de flocs en tête d'épingle.

Les TSMS de longue durée suscitent d'autres problèmes. Ils augmentent la concentration de la biomasse dans le bassin d'aération, ce qui à son tour augmente la charge de matières solides dans le décanteur secondaire. Ils ont de plus comme effet de fixer les bactéries nitrifiantes. Si la nitrification se produit dans le bassin d'aération, les boues seront alors soumises à une dénitrification dans le décanteur secondaire. Pendant cette dernière, les bulles d'azote et de dioxyde de carbone gazeux sont piégées dans les flocs, dont certains vont flotter (Crabtree, 1983). Les matières solides flottantes s'ajoutent à la teneur en matières en suspension évacuées dans l'effluent final. À cause des problèmes liés à un TSMS de longue durée, il faut diminuer les taux de charge hydraulique dans les décanteurs secondaires des installations à aération prolongée.

Oxygène dissous

Les diffuseurs d'oxygène doivent être choisis et installés de façon à fournir une teneur suffisante, sans être trop forte, en OD. Si la teneur en OD est trop faible dans le bassin d'aération, il peut y avoir gonflement filamenteux, avec, par la suite, risque qu'il n'y ait pas d'épaississement. En général, on maintient une teneur minimale de 2 mg/l dans le bassin d'aération. Le milieu dans les bassins d'aération est un élément perturbateur inhérent aux flocs de boues activées (Parker *et al.*, 1972). Les teneurs en OD dépassant celles nécessaires pour la croissance microbienne et l'absence de gonflement augmentent inutilement le niveau de turbulence dans le réservoir d'aération et détachent des particules colloïdales du floc.

Afin de réduire au minimum la dégradation du floc et d'éviter le gonflement filamenteux, les teneurs en OD doivent être maintenues à l'intérieur de certaines limites par les sondes à OD et l'équipement de commande des diffuseurs et du système de distribution de l'air. L'emploi de diffuseurs à oxygène pur ou de diffuseurs de fines bulles permet d'obtenir des teneurs suffisantes en OD, tout en réduisant au minimum l'intensité de la turbulence dans le réservoir d'aération. L'aération décroissante permet elle aussi de réduire au minimum la dégradation du floc. Étant donné que le taux de respiration de la biomasse est plus faible près de la sortie du bassin d'aération, une quantité moindre d'air est fournie dans cette zone lorsque l'aération est décroissante. La turbulence est donc réduite, et moins de particules non décantables sont détachées des flocs.

Configuration du bassin

La configuration du bassin d'aération peut modifier les caractéristiques de la biomasse. Par exemple, l'existence d'un gradient de substrat dans le sens de la longueur du réservoir favorise la croissance des bactéries productrices de floc et diminue le potentiel de gonflement filamenteux. L'aération décroissante et les diffuseurs d'oxygène pur donnent tous deux des gradients de substrat. Pour réduire la quantité de matières solides flottantes provenant de la dénitrification dans le décanteur final, le bassin d'aération peut être modifié de façon à inclure une petite zone anoxique du côté de l'entrée du réservoir. Des expériences en Angleterre montrent que, pour un temps de séjour de 30 à 40 minutes, cette zone assure régulièrement 50 p. 100 de la dénitrification (Briggs et Jones, 1978).

Conception du décanteur final

Lorsque le liquide mixte pénètre dans le décanteur secondaire, il produit de la turbulence à l'intérieur de l'unité. À cause de cette turbulence et de la nature floculante des matières solides, la charge hydraulique ne peut être le seul critère pour établir les dimensions des décanteurs secondaires. La profondeur du décanteur et la teneur en matières en suspension de la liqueur mixte exercent également un effet sur l'élimination des matières en suspension. Pour favoriser l'élimination des matières en suspension, les décanteurs secondaires sont construits avec des chicanes spéciales.

Élimination des matières solides dans les décanteurs secondaires

Un décanteur secondaire, ou clarificateur, renferme deux zones délimitées par la partie supérieure du voile de boue. Au-dessus du voile se trouve une zone turbulente de liquide clarifié (surnageant). À l'intérieur du voile, les matières solides séparées du liquide surnageant sont soumises à un épaississement et à une compression. La séparation se fait par floculation et sédimentation au-dessus de l'interface, et par piégeage à l'interface où arrive le liquide mixte qui se jette sur le voile (Gregory, 1979).

L'écoulement de liquide mixte dans le décanteur secondaire produit de la turbulence. Dans le cas d'un décanteur circulaire, avec puits d'alimentation central, le liquide mixte qui entre plonge vers le bas, s'écoule par-dessus la partie supérieure du voile de boue, puis remonte le long des parois du décanteur (figure 4). Une fraction de l'écoulement est renvoyée vers le puits d'alimentation (Anderson, 1945). Le mouvement circulaire dans le décanteur secondaire résulte de la force vive de l'écoulement qui y pénètre, et non exclusivement, comme on l'affirme souvent, de l'écart de densité entre le liquide mixte et le liquide surnageant (Murphy, 1964). Le mouvement circulaire permet le mélange à l'intérieur du décanteur secondaire et peut remettre en suspension les matières solides.

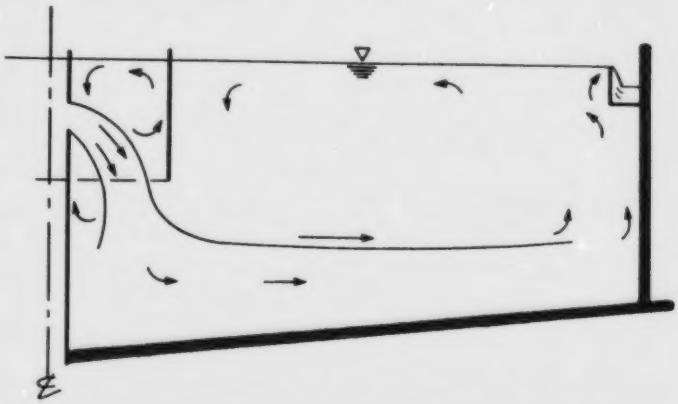

Fig. 4. Schéma de l'écoulement créé par l'arrivée du liquide mixte dans un décanteur circulaire
(D'après Tekippe, 1984.)

Charge hydraulique

La charge hydraulique d'une station est le débit d'entrée du liquide à traiter par unité de superficie du décanteur secondaire. D'après les travaux de Camp (1953), la charge hydraulique a été utilisée par les ingénieurs comme paramètre fondamental pour le calcul

des décanteurs secondaires. Camp a montré que la charge hydraulique d'un décanteur traitant des particules discrètes est égale à la vitesse de sédimentation de la particule décantée la plus lente, qui est complètement éliminée.

Les critères de calcul de l'U.S. EPA (1975) pour les charges hydrauliques moyennes sont de l'ordre de 16 à 32 $m^3/m^2/d$ dans le cas de stations classiques de traitement par boues activées. Les valeurs proposées sont plus basses pour les stations de traitement par aération prolongée, et plus élevées dans le cas des stations utilisant de l'oxygène pur, en raison de l'effet, dont on a déjà parlé, de ces processus sur les propriétés de décantation du liquide mixte. Ces dernières années, on a de plus en plus fait appel à des charges hydrauliques plus prudentes dans les stations classiques de traitement par boues activées, à savoir de 12 à 16 $m^3/m^2/d$ (Tekippe, 1984).

Il y a deux précautions à prendre lorsqu'on utilise la charge hydraulique pour la conception des décanteurs secondaires. Premièrement, dans certains cas, la charge hydraulique a été utilisée à l'exclusion de tout autre paramètre de calcul, comme par exemple la profondeur du décanteur (Mazurczyk *et al.*, 1980). L'analyse de Camp portait sur des particules discrètes. Les décanteurs secondaires éliminent des particules qui floculent de par leur nature. Des critères comme la profondeur (examinés dans la prochaine section) deviennent alors importants.

Deuxièmement, la définition de charge hydraulique donne l'impression que le liquide présent à l'intérieur du décanteur secondaire s'élève à une vitesse uniforme par-dessus toute la section transversale du réservoir. Il n'en est rien. Comme on l'a vu, la plupart des décanteurs circulaires sont animés de "courants de densité", qui créent un mouvement circulaire et des vitesses non uniformes. Par conséquent, bien que la charge hydraulique soit un important paramètre de calcul, son emploi ne doit pas signifier l'exclusion de tout autre paramètre de calcul, et son utilisation ne doit pas laisser sous-entendre que le liquide s'élève à une vitesse uniforme par-dessus l'entière section transversale du réservoir.

Profondeur du décanteur

Étant donné que le liquide mixte flocule, la profondeur constitue un important paramètre de calcul pour les décanteurs secondaires. Plus le décanteur est profond, plus on dispose de temps pour la floculation dans la zone du liquide surnageant, au-dessus de l'interface avec le voile de boue. En second lieu, un décanteur profond permet l'entreposage des biosolides déplacés hors du bassin d'aération par les débits d'orage. Dans un décanteur profond, la hauteur entre la partie supérieure du voile de boue et le déversoir de l'effluent peut être augmentée, ce qui diminue la probabilité que les matières solides détachées du voile atteignent les déversoirs. Parker (1983) a examiné l'effet de la profondeur des décanteurs sur la qualité de l'effluent, en recueillant un certain nombre de données à partir de décanteurs à charges hydrauliques semblables. Il a constaté que plus le décanteur était profond, plus la valeur et la variabilité de la teneur en matières en suspension de l'effluent diminuaient.

Un grand nombre de stations utilisaient auparavant des décanteurs peu profonds car on était convaincu que les décanteurs profonds entraînaient des coûts plus élevés. Tekippe (1984) a examiné les coûts d'immobilisation pour deux types de décanteurs, possédant chacun un volume de 4400 m^3. Le premier décanteur était peu profond (3,7 m), avec un diamètre de 39 m; le second avait une profondeur de 6,1 m et un diamètre de 30 m. Le coût estimatif pour le décanteur peu profond dépassait de 74 000 $ celui du décanteur profond. La différence de coût était principalement attribuable au système de raclage. À cause de son diamètre plus petit, le décanteur profond était équipé d'un système de raclage moins coûteux. Bien que les coûts des décanteurs dépendent de l'emplacement et des conditions du sol, les décanteurs profonds ne doivent pas être automatiquement écartés comme non rentables.

En raison de leurs avantages, les décanteurs plus profonds gagnent en popularité. Dans l'édition de 1959 du manuel ASCE/WPCF, la profondeur proposée était de 2,1 à 3,7 m, alors que le manuel de 1977 conseillait une profondeur de 4,6 m pour les décanteurs de 31 m de diamètre (ASCE/WPCF, 1977). Une enquête auprès des principaux bureaux-conseils des États-Unis a montré que la profondeur moyenne des nouveaux décanteurs était de 4,6 m, avec une fourchette de 3,7 à 6,1 m (Tekippe, 1984).

Teneurs en matières en suspension du liquide mixte

La teneur en MeS du liquide mixte qui entre dans un décanteur secondaire influe sur la qualité de l'effluent qui en sortira. Chapman (1983) a constaté que la teneur en MeS de l'effluent augmentait à un rythme de 4 mg/l pour chaque g/l de MeS supplémentaire.

La teneur en MeS du liquide mixte est un paramètre clé pour l'optimisation du coût d'immobilisation total d'une installation à boues activées. De faibles teneurs en MeS du liquide mixte nécessitent un bassin d'aération d'un grand volume et un décanteur de faible volume, et des teneurs élevées nécessitent l'inverse. D'après Tuntoolavest *et al.* (1980), le rendement optimal des boues activées correspond à une teneur faible en MeS du liquide mixte.

Pendant les périodes de surcharge hydraulique, l'alimentation étagée peut améliorer le rendement du décanteur en modifiant la teneur en MeS du liquide mixte. Pendant les périodes de fortes charges hydrauliques, l'alimentation étagée permet de déplacer le point d'entrée du liquide à traiter vers la zone voisine de la sortie du bassin d'aération. La biomasse se retrouvera alors du côté de l'entrée du bassin d'aération, alors que l'écoulement pénétrant dans le décanteur aura une teneur réduite en MeS. L'effet net sera de réduire la charge en matières solides arrivant au décanteur et d'améliorer la teneur en matières en suspension de l'effluent.

Caractéristiques spéciales

Deux nouvelles caractéristiques ont été incorporées dans certains décanteurs secondaires de conception récente. La première est un dispositif spécial d'entrée qui favorise la floculation à mesure que le liquide mixte passe dans le décanteur secondaire. Ce dispositif est constitué d'un puits de diffusion pour l'alimentation, qui est fermé à la partie inférieure, et d'un puits central externe de floculation (figure 5). Le liquide mixte s'écoule entre les deux à travers des vannes commandées automatiquement ou manuellement. Les ouvertures des vannes peuvent être ajustées afin de réduire la turbulence pour la floculation dans le puits externe. Les dimensions du puits interne et de la chicane externe représentent respectivement 6 et 25 p. 100 de la profondeur du réservoir. Parker (1983) signale qu'il a obtenu des teneurs en matières en suspension de l'effluent inférieures à 10 mg/l, grâce à des puits centraux de floculation et à une profondeur de réservoir de 4,6 m.

Une seconde et nouvelle caractéristique pour les décanteurs secondaires est une courte chicane horizontale disposée sous le déversoir de l'effluent (figure 6). La chicane dévie le mouvement circulaire loin du déversoir de l'effluent, et empêche les matières solides flottantes de pénétrer dans la zone annulaire entre la chicane à écume et le déversoir (Stukenburg *et al.*, 1983). Lors de l'installation d'une chicane dans un décanteur circulaire à Stanford, dans le Connecticut, Crosby (1982) a constaté une réduction de la teneur en matières en suspension de l'effluent de 19 mg/l à 12 mg/l.

Résumé

Les matières en suspension représentent la majeure partie de la DBO_5 présente dans l'effluent provenant d'une installation à boues activées. De la même façon, l'efficacité de l'élimination du phosphore par précipitation se trouve réduite en raison du passage de matières en suspension dans l'effluent final.

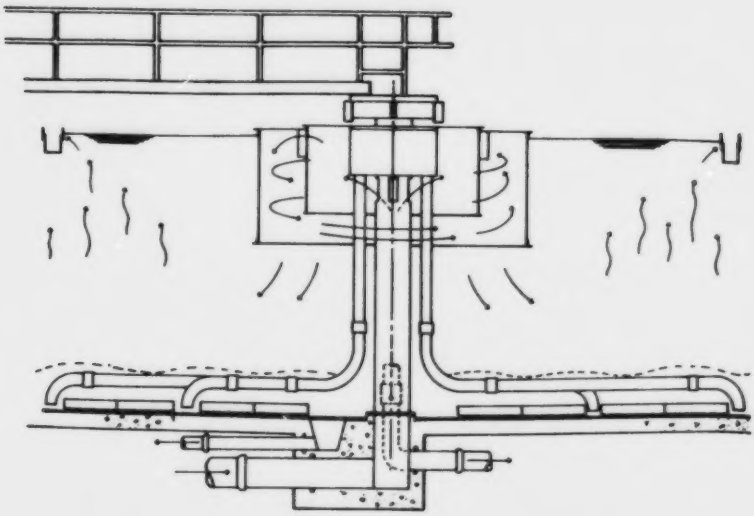

Fig. 5. Décanteur final avec puits central de floculation
(D'après Parker, 1983.)

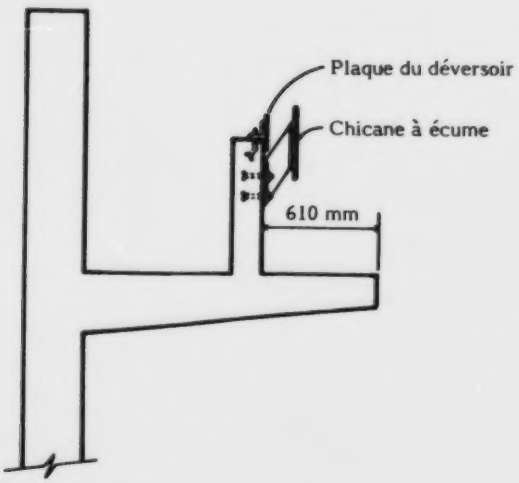

Fig. 6. Section transversale d'un déversoir montrant la chicane horizontale pour la déviation du courant circulaire
(D'après Stukenburg et al., 1983.)

L'élimination médiocre des matières en suspension peut être attribuée à un certain nombre de facteurs. Les variations de débit, produites par les pompes d'alimentation ou de recyclage, dégradent la qualité de l'effluent. Dans le bassin d'aération, un choix maladroit des valeurs du temps de séjour, de teneurs en oxygène dissous et une configuration inadéquate du bassin peuvent entraîner la formation d'un floc dont la décantation et la clarification sont médiocres. Un écoulement circulaire dans le décanteur secondaire est obtenu grâce au mouvement du liquide mixte qui rentre dans celui-ci et aux écarts de densité entre le liquide mixte et le liquide surnageant clarifié dans le décanteur. Ce courant produit à la fois un brassage et une érosion à l'intérieur du décanteur.

L'élimination des matières en suspension par une installation à boues activées peut être améliorée grâce aux moyens suivants:

a) choix et réglage des pompes d'alimentation et de recirculation de façon à éviter de fortes variations de débit;

b) augmentation de la revanche et de la résistance hydraulique des déversoirs de sortie du bassin d'aération de façon à maximiser le processus d'atténuation;

c) choix d'un temps de séjour qui tienne compte de ses effets sur les propriétés de décantation et de clarification du liquide mixte;

d) utilisation de teneurs appropriées en oxygène dissous dans le bassin d'aération et choix de configurations de procédé (comme l'aération décroissante), qui créent un gradient de concentration pour le substrat le long du réservoir, de façon à empêcher le gonflement de la boue;

e) atténuation de la turbulence à l'intérieur du bassin d'aération grâce au choix d'un équipement efficace de diffusion de l'oxygène et à l'ajustement de la teneur en oxygène dissous;

f) réduction de la quantité de matières solides flottantes dans le décanteur secondaire au moyen d'une petite zone anoxique dans le bassin d'aération permettant d'assurer la dénitrification avant la décantation finale, ou réduction du temps de séjour de façon à réduire au minimum la nitrification;

g) réduction des teneurs en MeS du liquide mixte par la diminution du temps de séjour; conception de bassins d'aération plus grands; ou possibilités d'alimentation étagée;

h) emploi de décanteurs secondaires d'une profondeur suffisante;

i) incorporation de caractéristiques spéciales dans la conception des décanteurs secondaires, comme des puits centraux de floculation ou des déversoirs d'effluent avec courte chicane horizontale permettant de dévier le courant circulaire créé par l'entrée du liquide à traiter.

Remerciements

Les recherches de l'auteur sur le fonctionnement du décanteur secondaire ont été rendues possibles grâce à l'aide du Centre technique des eaux usées d'Environnement Canada. L'information relative aux variations de débit est le fruit d'un travail en équipe avec M. Gustaf Olsson, Institut de technologie de Lund, en Suède, et M. Joe Stephenson, Canviro Consultants Ltd., Kitchener (Ontario).

Références

1. ASCE/WPCF (1959). Sewage Treatment Plant Design, Lancaster Press.

2. ASCE/WPCF (1977). Wastewater Treatment Plant Design, Lancaster Press.

3. Anderson, N.E. (1945). Design of Final Settling Tanks for Activated Sludge, *Sewage Works Journal, 17:* 50-63.

4. Andrews, J.F. (1974). Dynamic Models and Control Strategies for Wastewater Treatment, *Water Research, 8:* 261-289.

5. Bender, J.H. et R.M. Crosby (1984). Hydraulic Characteristics of Activated Sludge Secondary Clarifiers, Project Summary, U.S. EPA 600/S2-84-131, septembre 1984.

6. Benefield, L.D. et C.W. Randall (1980). Biological Design for Wastewater Treatment, Prentice-Hall, New Jersey.

7. Briggs, R. et G.L. Jones (1978). Aspects of Automation of the Activated Sludge Process, *Water Pollution Control, 77:* 439-446.

8. Brown, M.J. et J.N. Lester (1980). Comparison of Bacterial Extracellular Polymer Extraction Methods, *Applied and Environmental Microbiology, 40:* 179-185.

9. Camp, T.R. (1953). Studies of Sedimentation Basin Design, *Sewage and Industrial Wastes, 25:* 1-12.

10. Chapman, D.T. (1983). The Influence of Process Variables on Secondary Clarification, *Journal of the Water Pollution Control Federation, 55:* 1425-1434.

11. Chapman, D.T. (1984). The Influence of Dynamic Loads and Process Variables on the Removal of Suspended Solids from the Activated Sludge System, thèse de doctorat, Université de l'Alberta, Edmonton (Alberta).

12. Chapman, D.T. (1985). Final Settler Performance During Transient Loading, *Journal of the Water Pollution Control Federation, 57:* 227-234.

13. Collins, M.A. et R.M. Crosby (1980). Impact of Flow Variation on Secondary Clarifier Performance, présenté à la 53rd Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, Las Vegas, Nevada, octobre 1980.

14. Crabtree, H.E. (1983). Some Observations on Denitrification in Activated Sludge Final Settlement Tanks, *Water Pollution Control, 82:* 315-328.

15. Crosby, R.M. (1982). Evaluation of the Hydraulic Characteristics of Activated Sludge Secondary Clarifiers, U.S. EPA Contract No. 68-03-2782.

16. Crosby, R.M. et J.H. Bender (1980). Hydraulic Considerations that Affect Secondary Clarifier Performance, Technology Transfer, U.S. EPA, mars 1980.

17. Dick, R.I. (1970). Role of Activated Sludge Final Settling Tanks, *Journal of the Sanitary Engineering Division,* ASCE, *SA2:* 432-436.

18. Dietz, J.D. et T.M. Keinath (1984). Dynamic Response of Final Clarifiers, présenté à la 12th IAWPRC Biennial International Conference, Amsterdam, septembre 1984.

19. Gregory, R. (1979). Floc Blanket Clarification, Water Research Centre, Technical Report TR111.

20. Hill, R.D. (1985). Dynamics and Control of Solids-Liquid Separation in the Activated Sludge Process, thèse de doctorat, Université Rice, Houston, Texas.

21. Hughes, D.E. et D.A. Stafford (1976). The Microbiology of the Activated Sludge Process, *Critical Reviews in Environmental Control, 6:* 233.

22. Keinath, T.M. *et al.* (1979). Activated Sludge - Unified System Design and Operation, *Journal of the Environmental Engineering Division*, ASCE, *EE5:* 829-849.

23. Maskell, A.D. et J.P. Lumbers (1974). Automatic Flow Balancing, *Progress in Water Technology, 6:* 291-297.

24. Mazurczyk *et al.* (1980). A Methodology for the Assessment of Clarifier Operation as Demonstrated at Pruszkow, Poland, présenté à la 53rd Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, Las Vegas, Nevada, octobre 1980.

25. Murphy, K.L. (1964). Tracer Studies in Circular Sedimentation Basins, Proceedings of the 18th Industrial Waste Conference, Université Purdue, West Lafayette, Indiana, p. 374-390.

26. Olsson, G. *et al.* (1984). Hydraulic Shocks and Their Impact on Secondary Settler Performance, présenté à la 57th Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, New Orleans, Louisiane, octobre 1984.

27. Olsson, G. et D. Chapman (1985). Modelling the Dynamics of Clarifier Behaviour in Activated Sludge Systems, dans Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control, R.A.R. Drake (éd.), Pergamon Press, Oxford, U.K.

28. Palm, J.C. *et al.* (1980). The Relationship Between Organic Loading, Dissolved Oxygen Concentration and Sludge Settleability in the Completely-Mixed Activated Sludge Process, *Journal of the Water Pollution Control Federation, 52:* 2484-2506.

29. Parker, D.S. *et al.* (1972). Floc Breakup in Turbulent Flocculation Processes, *Journal of the Sanitary Engineering Division*, ASCE, *SA1:* 78-89.

30. Parker, D.S. (1983). Assessment of Secondary Clarification Design Concepts, *Journal of the Water Pollution Control Federation, 55:* 349-359.

31. Porta, E.R. *et al.* (1980). Plant Scale Clarifier Studies at Detroit, présenté à la 53rd Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, Las Vegas, Nevada, octobre 1980.

32. Stukenburg, J.R. *et al.* (1983). Activated Sludge Clarifier Design Improvements, *Journal of the Water Pollution Control Federation, 55:* 341-348.

33. Tekippe, R.J. (1984). Activated Sludge Circular Clarifier Design Considerations, présenté à la 57th Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, New Orleans, Louisiane, octobre 1984.

34. Tenney, M.W. et F.H. Verhoff (1973). Chemical and Autoflocculation of Micro-organisms in Biological Wastewater Treatment, *Biotechnology and Bioengineering, X :* 1045-1073.

35. Tuntoolavest, M. *et al.* (1980). Characterization of Wastewater Treatment Plant Final Clarification Performance, Technical Report No. 129, Purdue University Water Resources Research Centre, West Lafayette, Indiana, juin 1980.

36. U.S. Environmental Protection Agency (1971). Process Design Manual for Phosphorus Removal, octobre 1971.

37. U.S. Environmental Protection Agency (1975). Process Design Manual for Suspended Solids Removal, EPA 625/1-75-003a, janvier 1975.

L'APPROCHE CANADIENNE POUR LIMITER LA TENEUR DES SOLS EN MÉTAUX LOURDS PROVENANT DE L'ÉPANDAGE DES BOUES D'ÉPURATION URBAINES

M.D. Webber

Environnement Canada, Conservation et Protection, Centre technique des eaux usées, C.P. 5050, Burlington (Ontario) L7R 4A6

Résumé

Le présent exposé porte sur la production et l'utilisation agricole des boues d'épuration urbaines. Il traite entre autres des quantités de boues produites en 1981 par les stations d'épuration des eaux résiduaires urbaines, des différentes lignes directrices sur l'utilisation de ces boues à des fins agricoles, des résultats de recherches récentes sur l'absorption de métaux lourds par les cultures et des perspectives d'avenir pour l'utilisation des boues d'épuration en agriculture.

Mots clés

Boues d'épuration; épandage; agriculture; métaux lourds.

Introduction

Les boues d'épuration sont un sous-produit, de nature surtout organique, riche en éléments nutritifs, de l'épuration des eaux résiduaires urbaines. Elles doivent être évacuées des stations d'épuration, et les options pour les éliminer consistent à les déverser en mer, à les incinérer, à les mettre en décharge ou à les épandre sur des terres agricoles. L'augmentation du coût de l'énergie, de même que l'intérêt grandissant pour la cause de l'environnement, ont accru l'attrait de l'utilisation des boues d'épuration pour l'amendement des terres agricoles. Si elle est bien appliquée, cette méthode d'élimination réduit au minimum les risques pour l'environnement, exploite avantageusement la valeur des boues comme engrais et agent d'amendement du sol et représente souvent l'option la moins coûteuse.

L'épandage des boues sur les terres agricoles présente deux types de risques pour l'environnement (temporaires et permanents). Parmi les **risques temporaires**, qui se dissipent en l'espace d'une année ou au plus de quelques années après l'épandage des boues, on peut citer: la mauvaise odeur, les agents pathogènes, la contamination de l'eau souterraine par l'azote sous forme de nitrates, et la phytotoxicité due aux sels solubles ou aux produits toxiques de biodégradation provenant de boues mal stabilisées. Parmi les **risques persistants ou permanents**, demeurant longtemps après la disparition des risques temporaires, on peut mentionner les teneurs plus élevées du sol en matières organiques d'origine industrielle, comme les biphényles polychlorés (BPC), et en éléments minéraux à l'état de traces. On estime que la demi-vie de composés organiques persistants, comme les BPC, dans le sol est d'environ dix ans (Fries, 1982), alors que celle de la plupart des métaux lourds est d'environ mille ans (Bowen, 1975). Les "éléments minéraux à l'état de traces ou éléments-traces" mentionnés dans le présent document comprennent des métaux lourds et des éléments non métalliques (par ex., As, B, F) représentant un risque pour l'environnement.

Il est largement admis que l'utilisation des boues d'épuration sur les terres agricoles doit être réglementée pour réduire au minimum les risques liés à l'accumulation de métaux lourds dans le sol. Il existe à cet effet des lignes directrices dans de nombreux pays, y compris le Canada. Le présent exposé porte sur l'information de source canadienne dans les domaines suivants:

a) la production des boues d'épuration urbaines et leur utilisation en agriculture;

b) les lignes directrices existantes sur les éléments minéraux à l'état de traces pour les applications agricoles;

c) les résultats des recherches sur l'assimilation des éléments minéraux à l'état de traces par les cultures;

d) les applications futures en agriculture.

Production de boues d'épuration urbaines et leur utilisation en agriculture

D'après des données de 1981 (tableau 1), la grande majorité de la population canadienne est desservie par des réseaux d'égouts. Le reste, principalement à la campagne, utilise des fosses septiques. À peu près la moitié de la population canadienne dispose d'installations d'épuration des eaux usées. La population disposant à la fois de réseaux d'égouts et d'installations d'épuration des eaux usées se retrouve dans les provinces et territoires suivants: Colombie-Britannique, Alberta, Saskatchewan, Manitoba, Ontario, Île-du-Prince-Édouard et Territoire du Yukon. Par contre, au Québec, au Nouveau-Brunswick, en Nouvelle-Écosse, à Terre-Neuve et dans les Territoires du Nord-Ouest, il y a beaucoup moins de gens qui bénéficient d'installations d'épuration des eaux usées, comparativement à ceux qui sont desservis par un réseau d'égouts. À l'exception du Québec et des Territoires du Nord-Ouest, il s'agit d'administrations à caractère maritime, et les eaux usées brutes sont évacuées dans les rivières et dans l'océan Atlantique. Au Québec, les eaux usées brutes, évacuées dans les rivières et les lacs, ont provoqué de graves problèmes de pollution de l'eau, et on a entrepris un vaste programme de construction de stations d'épuration. Dans les Territoires du Nord-Ouest, la moitié de ces eaux usées ne fait l'objet d'aucun traitement, mais les quantités sont faibles et ne représentent probablement aucune menace grave pour l'environnement.

En 1981, 29 p. 100 de la production totale estimative de boues d'épuration ont été épandus sur des terres agricoles, et 37 p. 100 ont été éliminés, c'est-à-dire mis en décharge, incinérés ou déversés en mer (tableau 1). Les 34 p. 100 restants, qui provenaient de l'épuration des eaux usées (par ex., au Québec) et des étangs à boues étaient éliminés sur une base irrégulière ou pas du tout. Cependant, il existe beaucoup de différences d'une province à l'autre. Par exemple, en Ontario, les eaux usées de la majorité de la population subissaient un traitement mécanique, et 97 p. 100 des boues d'épuration ont été soit épandus sur des terres agricoles, soit éliminés. L'épandage des boues d'épuration représentait, en Ontario, 32 p. 100 de la production des boues d'épuration. Par contre, au Québec, en 1981, une faible proportion des eaux résiduaires urbaines était traitée, et seulement 8 p. 100 des boues d'épuration étaient éliminés. La réglementation québécoise interdisait l'utilisation des boues en agriculture. Une grande partie des boues d'épuration en Alberta, en Saskatchewan et au Manitoba étaient utilisées sur des terres agricoles. En Alberta, les boues d'épuration épandues sur des terres provenaient surtout des villes de Calgary et d'Edmonton, et au Manitoba, de la municipalité de Winnipeg. Les provinces de l'Atlantique et la Colombie-Britannique s'étaient montrées très intéressées à l'épandage des boues d'épuration, mais les quantités de boues ainsi détournées vers l'agriculture ne se révélèrent pas très significatives dans ces provinces. En Colombie-Britannique, on s'intéressa beaucoup aussi au compostage des boues pour l'obtention d'agents de conditionnement des sols et de mélanges terreux pour l'horticulture.

Lignes directrices sur les teneurs des boues en éléments-traces pour les applications en agriculture

Au Canada, l'utilisation des boues à des fins agricoles relève des juridictions fédérale et provinciales. Les boues d'épuration et les produits à base de boues, qui sont vendus, comme les engrais et les produits d'amendement, sont réglementés par la Loi et le Règlement sur les engrais chimiques, appliqués par Agriculture Canada, qui a publié un document sur les teneurs permises en éléments-traces des boues commercialisées

Tableau 1. Population canadienne (Inventaire national, 1981) et quantités estimatives de boues d'épuration urbaines pour 1981

Juridiction	Population totale (10^6 pers.)	Population desservie (10^6 personnes)		Boues stabilisées (10^3 t, poids sec)		
		Réseaux d'égouts	Installations d'épuration	Total* des boues stabilisées	Boues éliminées	Boues utilisées en agriculture***
Colombie-Britannique	2,72	1,64	1,57	28	10	
Alberta	2,21	1,54	1,49	63**	3	40
Saskatchewan	0,96	0,57	0,57	15,4**	6,2	3,8
Manitoba	1,02	0,79	0,79	20**		17
Ontario	8,55	6,58	6,37	192**	125	61
Québec	6,38	5,48	0,41	82	6,7	
Nouveau-Brunswick	0,69	0,37	0,19	7,1	3,3	
Nouvelle-Écosse	0,84	0,45	0,11	7,5	2,5	
Île-du-Prince-Édouard	0,12	0,06	0,05	0,9		
Terre-Neuve	0,56	0,32	0,06	5,1	1,1	
Territoire du Yukon	0,02	0,02		0,3		
Territoires du Nord-Ouest	0,04	0,04		0,7		
Canada	24,1	17,8	11,6	422	158	122

* Valeur estimée pour la population desservie par des égouts, en supposant 40 et 64 g/habitant par jour de boues subissant une digestion anaérobie, dans le cas de populations disposant respectivement de stations de traitement primaire et de stations de traitement par boues activées (Schmidtke, 1981); 50 g/habitant par jour de boues dans le cas de populations disposant d'étangs à boues, et 40 g/habitant par jour de boues en supposant une digestion anaérobie des boues primaires dans le cas de populations desservies par des réseaux d'égouts mais sans station d'épuration.

** Valeur ajustée pour tenir compte de l'augmentation de la quantité de boues résultant du traitement tertiaire (par ex., addition de produits chimiques pour l'élimination du phosphore).

*** Valeurs basées sur les quantités de boues évacuées par les stations de traitement primaire et les stations de traitement par boues activées seulement. Les données pour l'Alberta, le Manitoba et l'Ontario ont été calculées, alors que celles pour les autres provinces ont été estimées.

(Standish, 1981). Par contre, les boues d'épuration fournies gratuitement sont réglementées par les provinces. L'Ontario (Ontario, 1986), l'Alberta (McCoy *et al.*, 1982) et la Nouvelle-Écosse (Nova Scotia, 1983) ont adopté des lignes directrices; la Colombie-Britannique (British Columbia, 1982), la Saskatchewan (Saskatchewan, 1987) et le Québec (Québec, 1986) se sont dotés de lignes directrices provisoires; le Manitoba (Manitoba, 1986) a réglementé l'utilisation des boues d'épuration de Winnipeg; les autres provinces n'ont aucune réglementation. Comme le montre le tableau 2, les lignes directrices sur les teneurs en éléments-traces des boues d'épuration utilisées en agriculture au Canada varient d'une entité administrative à l'autre.

Ontario

Au Canada, l'Ontario a été la première province (début des années 1970) à réglementer la teneur en éléments-traces des boues destinées à l'agriculture, peu après la mise en oeuvre du programme d'élimination du phosphore des eaux usées dans la région du bassin inférieur des Grands Lacs. L'élimination du phosphore a engendré une production accrue de boues et une plus forte pression pour la valorisation de ces boues par leur utilisation en agriculture.

Une étude exhaustive des informations existantes sur l'utilisation des boues en agriculture, suivie d'une analyse des teneurs naturelles en éléments-traces de plus de 200 sols agricoles de l'Ontario (0 à 15 cm de profondeur) ont permis d'établir des teneurs maximales acceptables des sols (en doublant les valeurs des teneurs naturelles observées) et de calculer une charge maximale acceptable comme suit: As, 14 kg/ha; Cd, 1,6 kg/ha; Co, 10 kg/ha; Cr, 30 kg/ha; Cu, 50 kg/ha; Hg, 0,2 kg/ha; Mo, 4 kg/ha; Ni, 32 kg/ha; Pb, 30 kg/ha; Se, 0,8 kg/ha et Zn, 110 kg/ha. Au fur et à mesure de l'acquisition d'autres données expérimentales, les charges maximales acceptables de Co, Cr, Hg, Pb, Se et Zn ont été augmentées à leurs valeurs actuelles (tableau 2).

Les boues liquides de la digestion anaérobie représentent la principale forme de boues pour l'épandage agricole en Ontario. Mais, les teneurs maximales acceptables en éléments-traces n'ont pas été établies pour ces boues. Elles renferment d'importantes quantités d'azote, et il a été proposé que les taux d'application soient basés sur la teneur des boues en azote assimilables par les cultures. Ainsi, des rapports azote (sous forme d'ammonium et de nitrates)/métaux lourds ont été établis pour déterminer les boues qui peuvent servir à l'agriculture (Ontario, 1986).

Par ailleurs, des teneurs maximales acceptables en éléments-traces ont été définies pour les boues de digestion aérobie et les boues de digestion anaérobie déshydratées (tableau 2). Ces boues renferment beaucoup moins d'azote assimilable par les plantes que les boues liquides de digestion anaérobie, mais elles renferment d'importantes quantités de phosphore, d'azote organique, d'éléments nutritifs et de matières organiques, qui sont précieux pour l'agriculture.

Canada et Colombie-Britannique

À l'exception de Cd, Cr et Cu, ce sont les valeurs de l'Ontario (tableau 2) qui ont été prises comme charges maximales acceptables en éléments-traces des boues vendues comme engrais ou pour l'amendement des sols au Canada. Aucune limite n'a été fixée pour Cr et Cu, parce qu'il n'est pas prouvé que l'accumulation de ces métaux lourds dans le sol représente un risque significatif pour l'environnement. La limite pour Cd a été fixée à 4, de préférence à 1,6 kg/ha, car il existe assez de preuves (Ryan *et al.*, 1982; Davis et Coker, 1980) démontrant que la valeur 1,6 kg/ha est trop conservatrice. Les teneurs maximales acceptables des boues en éléments-traces (tableau 2) ont été établies à partir de la charge maximale acceptable en métaux résiduels pour le sol, et en supposant un épandage annuel de boues de 200 t/ha (poids sec). La Colombie-Britannique a adopté les limites canadiennes pour ses directives provisoires.

Tableau 2. Lignes directrices sur la teneur en éléments-traces des boues d'épuration urbaines utilisées en agriculture au Canada

Élément	Teneur max. acceptable des boues (mg/kg, poids sec)			Charge maximale acceptable (kg/ha de sol)								Teneur max. acceptable du sol (mg/kg, poids sec)	
	Canada[a]	Ont.[b]	C.-B.[c]	Qué.[d]	Canada	Ont.	C.-B.[d]	Alb.[e]	Sask.	Man.[f]	N.-É.	Qué.	Ont.
As	75	170	75	10 (20)	15	14	15		12	0,85	9	7,5	14
B				100 (200)				5-10		580			
Cd	20	34	20 (25)	10 (15)	4	1,6	4	0,8-1,5	1,2	1,1	1	2	1,6
Co	150	340	150	50 (100)	30	30	30		30	1,4	19	15	20
Cr		2800		500 (1000)		210		50-100	100	205	130		120
Cu		1700		600 (1000)		150		100-200	120	45	95		100
Hg	5	11	5 (10)	5 (10)	1	0,8	1	0,2-0,5	0,4	0,15	0,5	0,5	0,5
Mn				800 (1500)									
Mo	20	94	20	20 (25)	4	4	4		4	< 2,8	2,5	2	4
Ni	180	420	180 (200)	100 (180)	36	32	36	12-25	30	4,8	20	18	32
Pb	500	1100	500 (1000)	300 (500)	100	90	100	50-100	80	60	55	50	60
Se	14	34	14	14 (25)	2,8	2,4	2,8		2	0,15	1,5	1,4	1,6
Zn	1850	4200	1850 (2500)	1750 (2500)	370	330	370	150-300	300	225	200	185	220

[a] Valeurs pour les boues et les produits à base de boues contenant 5 p. 100 ou moins d'azote (poids sec) qui sont commercialisés.

[b] Valeurs pour les boues digérées par procédé aérobie ou anaérobie et déshydratées.

[c] Valeurs pour les boues agricoles de qualité supérieure et, entre parenthèses, de qualité inférieure.

[d] Valeurs maximales recommandées et, entre parenthèses, à ne pas dépasser.

[e] La valeur dépend des caractéristiques du sol choisi pour l'épandage.

[f] Les valeurs sont calculées en supposant un épandage de 56 t/ha (poids sec) de boues d'épuration de Winnipeg et des teneurs moyennes des boues en éléments-traces (mg/kg, poids sec), en 1981, des As, 15; B, 10 400; Cd, 19,5; Co, 25; Cr, 3700; Cu, 770; Hg, 2,6; Mo, < 50; Ni, 85; Pb, 1050; Se, 2,6; Zn, 4050 (*Manitoba brief*, 1981).

Alberta

En Alberta, les charges maximales acceptables en éléments-traces pour le sol (tableau 2) varient selon le type de sol sur lequel les boues doivent être épandues. Les sols sont classés selon leur pH, leur texture et leur pente, ainsi qu'en fonction de la profondeur de la nappe phréatique (tableau 3). Les valeurs limites de la charge augmentent avec les caractéristiques du sol; elles se situent à un niveau parallèle à celui des limites ontariennes, tout en étant plus prudentes. Il existe de nombreuses terres agricoles en Alberta qui se prêtent facilement à l'épandage des boues d'épuration, et il a été décidé de réduire au minimum l'accumulation d'éléments-traces dans le sol.

Tableau 3. Classification des sols pour l'épandage des boues d'épuration en Alberta (*McCoy* et al., *1982*)

Caractéristiques	Sols convenant à l'épandage			Sols ne convenant pas à l'épandage
	Classe 1	Classe 2	Classe 3	Classe 4
pH	⩾ 6,5	⩾ 6,5	⩾ 6,5	< 6,5
Texture*	L-A, L-Li-A, L-Li, Li, A-Li, L, L-S-A, A-S	A, A-Lo	S-L, L-S	Sable et gravier
Pente (%)	0-2	2-5	5-9	> 9
Profondeur de la nappe phréatique (m)	> 5	3-5	2-3	< 2

* L-A, loam argileux; L-Li-A, loam limono-argileux; L-Li, loam limoneux; Li, limon; A-Li, argile limoneuse; L, loam; L-S-A, loam sablo-argileux; A-S, argile sableuse; A, argile; A-Lo, argile lourde; S-L, sable loameux; L-S, loam sableux.

Saskatchewan

Des lignes directrices provisoires récentes fixent les charges maximales acceptables en éléments-traces des boues d'épuration (tableau 2) pour épandage agricole à des valeurs généralement inférieures aux valeurs ontariennes.

Manitoba

Dans cette province, l'épandage agricole des boues d'épuration de Winnipeg est réglementé par une ordonnance (*Clean Environment Commission Order*). Actuellement, les terres peuvent recevoir un épandage de boues de 56 tonnes/ha, et les charges maximales acceptables en éléments-traces (tableau 2) pour le sol ont été établies en fonction des teneurs moyennes des boues en éléments-traces en 1980 (*Manitoba brief*, 1981).

Québec

Les teneurs recommandées et maximales (à ne pas dépasser) en éléments-traces des boues destinées à l'épandage agricole sont présentées au tableau 2. Une autorisation officielle ainsi que la surveillance du sol et des cultures sont requises pour l'épandage de boues dont la teneur excède les valeurs recommandées. Les teneurs maximales acceptables des sols du Québec en éléments-traces ont été établies à partir des "charges canadiennes

maximales acceptables pour les sols" (tableau 2). En prenant comme hypothèse qu'un hectare de sol, de 15 cm de profondeur, pèse deux millions de kilogrammes, l'addition de 15 kg d'arsenic par hectare de sol produirait une teneur en As de 7,5 mg par kilogramme de sol. En général, les teneurs maximales acceptables des sols du Québec en éléments-traces sont inférieures à celles de l'Ontario.

Nouvelle-Écosse

L'épandage agricole des boues d'épuration a été réglementé dans le comté de Pictou. En général, les limites pour les charges du sol en éléments-traces sont du même ordre de grandeur que les valeurs maximales de l'Alberta.

Recherches canadiennes sur l'absorption des métaux lourds

Les recherches canadiennes sur l'absorption des métaux lourds par les sols traités avec des boues d'épuration ont été faites en serre, dans des lysimètres et sur le terrain. Cependant, l'expérience a montré que les résultats des essais en serre peuvent être faussés par une absorption plus élevée dans ce milieu que dans les lysimètres ou sur le terrain. Les résultats qui suivent sont ceux des essais effectués avec des lysimètres et sur le terrain.

Les rendements en dactyle, brome, maïs et blé cultivés en Ontario après épandage de boues ont été comparables, ou supérieurs, à ceux obtenus à l'aide d'engrais commerciaux (Webber *et al.*, 1981). Il n'y a eu aucune diminution du rendement, même là où les épandages de boues dépassaient largement les taux conseillés (Ontario, 1986). Des charges en cadmium de 4 à 7,4 kg/ha ont entraîné une faible augmentation des teneurs en Cd du dactyle, du brome, de la paille et des grains de blé ainsi que des grains de maïs. Par contre, la teneur en Cd du fourrage de paille de maïs passait d'environ 0,4 à 1 mg/kg de produit sec. Des charges en zinc de 341 à 1032 kg/ha ont causé de faibles augmentations des teneurs en Zn du dactyle, du brome, de la paille et des grains de blé, ainsi que des grains de maïs. Toutefois, les teneurs du fourrage de paille de maïs en Zn sont passées d'environ 40 à 160 mg/kg. On a établi une corrélation entre les teneurs en Cd et Zn du fourrage de paille de maïs et les quantités de Cd et de Zn présentes dans le sol, extractibles à l'acide nitrilotriacétique, ainsi qu'avec les quantités cumulatives de Cd et de Zn ajoutées au sol par les boues (Soon *et al.*, 1980). En général, ce lien devenait plus clair lorsqu'on tenait compte du pH du sol comme variable indépendante dans l'analyse de régression. Des charges en cuivre, de 240 à 320 kg/ha, ont fait augmenter d'approximativement 2 mg/kg de produit sec les teneurs en Cu de toutes les parties des plantes, à l'exception des grains de maïs où il n'y avait aucune augmentation. Des charges en nickel de 910 et 624 kg/ha ont fait passer respectivement les teneurs en Ni du dactyle d'environ 2 à 21 mg/kg, et du brome d'environ 1 à 6 mg/kg. Une charge en nickel de 536 kg/ha a augmenté la teneur de la paille et du grain de maïs en Ni d'approximativement 1 mg/kg. Des charges en plomb et en chrome, allant respectivement jusqu'à 450 et 736 kg/ha, n'ont pas entraîné une augmentation significative des concentrations de ces métaux dans les plantes cultivées.

L'analyse des teneurs en Cd et Zn de cultures (principalement les feuilles de maïs) provenant d'anciens terrains d'épandage de boues en Ontario a généralement révélé de faibles augmentations par rapport à des cultures témoins (Webber *et al.*, 1983). Les augmentations de Cd atteignaient 0,7 mg/kg, avec une valeur médiane de 0,02 mg/kg, et pour Zn, elles s'élevaient à 100 mg/kg, avec une valeur médiane de 7 mg/kg. On n'a constaté aucun effet systématique de l'épandage des boues sur les teneurs des cultures en Cu, Ni, Pb, Mo (excepté à Stratford) et Cr. Les boues de Stratford ajoutaient beaucoup plus de Mo au sol que les autres boues, et faisaient passer la teneur des feuilles de maïs en Mo de 0,7 à 32 mg/kg. Les charges estimatives les plus élevées en métaux lourds à ces endroits s'établissaient comme suit: Cd, 3,1; Zn, 595; Cu, 111; Ni, 118; Pb, 90; Mo, 19,4 et Cr, 628 kg/ha.

Les grains et la paille de blé, cultivés sur un sol calcaire traité avec 400 à 800 tonnes/ha de boues d'épuration de Winnipeg, n'ont présenté aucune augmentation de leur teneur en Pb, des accroissements mineurs de leur teneur en Cd et Cu, et des hausses modérées de leur teneur en Zn (Zwarich et Mills, 1979). Avec une exception pour chacun de ces éléments, les teneurs en Cd et Zn s'établissaient respectivement à moins de 0,5 mg/kg et 60 mg/kg de produit sec. Les charges estimatives en métaux lourds du sol, produites par des boues contenant, par kilogramme (poids sec), 18 mg de Cd, 2060 mg de Zn, 495 mg de Cu et 370 mg de Pb, et épandues à un taux de 600 tonnes (poids sec)/ha, s'établissaient comme suit: Cd, 11; Zn, 1240; Cu, 300 et Pb, 220 kg/ha.

En Alberta, l'épandage de boues augmente généralement le rendement de la luzerne sur les sols solonetziques de Lethbridge (Graveland, 1983a) et sur les sols calcaires chernozémiques d'Edmonton (Lutwick et Graveland, 1983), ainsi que le rendement de l'orge sur un sol calcaire chernozémique à Calgary (Graveland, 1983b). Mais, les effets de l'épandage des boues sur les teneurs des cultures en métaux lourds étaient mineurs. La luzerne accusait accidentellement des augmentations en Zn et de faibles diminutions en Mn. Dans la paille d'orge, il y avait des augmentations de Zn, des accroissements accidentels de Pb et de faibles diminutions de Mn. Les grains d'orge révélaient des augmentations accidentelles de Cd et Zn. Souvent, les écarts de concentrations d'une année à l'autre étaient beaucoup plus importants que les écarts attribuables à l'épandage des boues. Les teneurs des cultures en Cu, Ni et Cr n'étaient pas modifiées par l'épandage des boues. Les boues de Calgary, Edmonton et Lethbridge renfermaient des concentrations faibles à modérées de métaux résiduels, et même si la charge maximale de boues aux sites expérimentaux variait de 30 à 78 t (poids sec)/ha, les charges maximales en métaux n'étaient pas très élevées: Cd, 0,7; Zn, 53; Cu, 28; Ni, 4; Pb, 48; Cr, 75 et Mn, 19 kg/ha.

Utilisation future en agriculture

L'utilisation des boues d'épuration en agriculture est une pratique très courante au Canada, et elle est généralement beaucoup moins coûteuse que leur élimination lorsque l'accès aux terres est relativement facile. Cette utilisation représente 29 p. 100 de la production estimative totale de boues et 44 p. 100 de la quantité estimative de boues évacuées des stations d'épuration d'eaux usées; elle demeurera sans doute encore longtemps une option importante pour la gestion des boues.

Les risques liés à l'apport d'éléments-traces aux terres agricoles sont bien connus, et des directives visant à limiter les charges introduites dans le sol ont été émises par divers organismes gouvernementaux canadiens. Les limites varient d'un organisme à l'autre (tableau 2), mais elles correspondent généralement à la moyenne des valeurs adoptées par un grand nombre d'autres pays (tableau 4). Les recherches canadiennes sur l'absorption d'éléments-traces par les cultures sur des sols traités avec des boues d'épuration montrent que même les valeurs maximales proposées ne risquent pas d'entraîner des problèmes significatifs pour le rendement des cultures, ni pour la santé de l'homme et des animaux. D'autres recherches et l'expérience pourraient éventuellement justifier davantage de souplesse au niveau des limites imposées.

L'épandage des boues en agriculture, selon les lignes directrices de l'Ontario, est pratiqué depuis plusieurs années et s'est révélé satisfaisant à la fois pour les communautés agricoles et pour celles desservies par une station d'épuration. Les lignes directrices ont imposé des réductions considérables des teneurs en éléments-traces des boues de diverses sources. Ces réductions étaient nécessaires pour que les boues d'épuration continuent à pouvoir être utilisées en agriculture, et dans la plupart des cas, ces réductions ont pu être obtenues par un meilleur traitement ou pré-traitement des effluents industriels à la source. Seules quelques boues ont été déclarées inacceptables pour l'agriculture, en raison de leurs fortes teneurs en éléments-traces.

Au Canada, bien que l'utilisation des boues en agriculture soit fondée sur des données scientifiques pertinentes, il y a encore des réticences qui s'expliquent généralement par

Tableau 4. Lignes directrices sur la teneur en éléments-traces des boues d'épuration
(*Webber* et al., *1984*)

Élément	Charges maximales acceptables pour le sol (kg/ha)										Tous les pays	
	Canada	Danemark	Finlande	France	Allemagne	Pays-Bas	Norvège	Suède*	Royaume-Uni	États-Unis	Plage	Médiane
As	15					2			10		2-15	10
Cd	4	0,2	0,1	5,4	8,4	2	0,2	0,075	5	5, 20, 20	0,1-20	5
Co	30						0,4	0,25			0,4-30	
Cr				360	210	100	4	5	1000		4-1000	210
Cu				210	210	120	30	15	280	125, 250, 500	30-500	210
F									600			
Hg	1			2,7	5,7	2	0,14	0,04	2		0,14-5,7	2
Mn						10						
Mo	4								4			
Ni	36			60	60	20	2	2,5	70	50, 100, 200	2-200	60
Pb	100			210	210	100	6	1,5	1000	500, 1000, 2000	6-2000	210
Se	2,8								5		2,8-5	
Zn	370			750	750	400	60	50	560	250, 500, 1000	60-1000	500

* Charges quinquénales; peuvent être répétées. Ces valeurs ne sont pas incluses dans "Plage" et "Médiane" pour tous les pays.

une information inexacte ou par une expérience malheureuse. Des efforts destinés à accroître l'acceptation par le public de l'épandage des boues ont conduit à l'élaboration de deux trousses d'information (Black *et al.*, 1984; Webber, 1984) et à des présentations audio-visuelles.

Références

1. Black, S.A., D.N. Graveland, W. Nickolaichuk, D.W. Smith, R.S. Tobin et M.D. Webber (1984). L'épandage des eaux usées traitées et des boues d'épuration d'origine urbaine. Rapport SPE 6-EP-84-1, Environnement Canada, Ottawa (Ontario).

2. Bowen, H.J.M. (1975). Residence Times of Heavy Metals in the Environment, dans Proceedings, International Conference on Heavy Metals in the Environment, Toronto (Ontario), 1: 1-19.

3. Colombie-Britannique (1982). Guidelines for Use with the Regulations under the Waste Management Act for Control of the Discharge of Sludge to Land - Draft. Préparé par le Joint Committee of the British Columbia Ministries of Agriculture and Food, Health and Environment, Victoria (C.-B.). Ébauche.

4. Davis, R.D. et E.G. Coker (1980). Cadmium in Agriculture with Special Reference to the Utilization of Sewage Sludge on Land. Water Research Centre, Technical Report TR 139, Stevenage, Herts., Angleterre.

5. Fries, G.F. (1982). Potential Polychlorinated Biphenyl Residues in Animal Products from Application of Contaminated Sewage Sludge to Land, *J. Environ. Qual.*, *11:* 14-20.

6. Graveland, D.N. (1983a). The Effect of Digested Bed Dried Sewage Sludge on Brown Solonetzic Soil and Associated Plant Growth. Alberta Environment, Technical Report, Edmonton (Alberta).

7. Graveland, D.N. (1983b). A Seven Year Study of Soils and Crops Following Application of Calgary Sewage Sludge. Alberta Environment, Technical Report, Edmonton (Alberta).

8. Lutwick, G. et D.N. Graveland (1983). Effects of Anaerobically Digested Sewage Sludge on Crop Yield and Elemental Accumulation in Alfalfa and Soils near Edmonton, Alberta. Alberta Environment, Technical Report, Edmonton (Alberta).

9. Manitoba (1986). Order No. 1089 VO of The Clean Environment Commission under the Clean Environment Act, dated December 10, 1986. Winnipeg (Manitoba).

10. Manitoba brief (1981). Sludge Drying Beds and Land Application Operation. Brief presented to the Manitoba Clean Environment Commission. Winnipeg (Manitoba).

11. McCoy, D., D. Spink, J. Fujikawa, H. Regier et D. Graveland (1982). Guidelines for the Application of Municipal Wastewater Sludges to Agricultural Lands. Alberta Environment, Edmonton (Alberta).

12. Inventaire national (1981). Inventaire national des équipements en eau des municipalités du Canada, 1981. Ministre des Approvisionnements et Services Canada, n° de cat. En 44-10/81F.

13. Nouvelle-Écosse (1983). Guidelines for Utilization of Digested Sewage Sludge on Agricultural Lands in Nova Scotia. Préparé par les ministères de l'Agriculture, de l'Environnement et de la Santé, Halifax (Nouvelle-Écosse).

14. Ontario (1986). Guidelines for Sewage Sludge Utilization on Agricultural Lands, 1978, revised 1986. Préparé par les ministères ontariens de l'Agriculture et de l'Alimentation, de l'Environnement et de la Santé, Toronto (Ontario).

15. Québec (1986). La valorisation agricole des boues de stations d'épuration - projet. Préparé par le ministère de l'Environnement du Québec, Sainte-Foy (Québec).

16. Ryan, J.A., H.R. Pahren et J.B. Lucas (1982). Controlling Cadmium in the Human Food Chain: A Review and Rationale Based on Health Effects, *Environ. Res., 28:* 251-302.

17. Saskatchewan (1987). Saskatchewan's Guidelines for the Use of Sewage Sludge on Agricultural Lands - Draft. Saskatchewan Environment, Regina (Saskatchewan).

18. Schmidtke, N.W. (1981). Sludge Generation, Handling and Disposal at Phosphorus Control Facilities in Ontario, dans Characterization, Treatment and Use of Sewage Sludge, P. L'Hermite et H. Ott (éd.), EUR 7076, D. Reidel Publishing Co., p. 190-225.

19. Soon, Y.K., T.E. Bates et J.R. Moyer (1980). Land Application of Chemically Treated Sewage Sludge: III. Effects on Soil and Plant Heavy Metal Content, *J. Environ. Qual., 9:* 497-504.

20. Standish, J.F. (1981). Concentrations de métaux dans les matières d'égout traitées et les sous-produits. Agriculture Canada, Circulaire T-4-93, Ottawa (Ontario).

21. Webber, M.D. (1984). Épandage des boues résiduaires sur le sol: une évaluation. Comité d'experts sur l'aménagement du sol et de l'eau. Agriculture Canada, Ottawa (Ontario).

22. Webber, M.D., Y.K. Soon et T.E. Bates (1981). Lysimeter and Field Studies on Land Application and Wastewater Sludges, *Water Sci. Technol., 13:* 905-917.

23. Webber, M.D., H.D. Monteith et D.G.M. Corneau (1983). Assessment of Heavy Metals and PCB's at Selected Sludge Application Sites, *J. Water Poll. Control Fed., 55:* 187-195.

24. Webber, M.D., A. Kloke et J.C. Tjell (1984). A Review of Current Sludge Use Guidelines for the Control of Heavy Metal Contamination in Soils, dans Processing and Use of Sewage Sludge, P. L'Hermite et H. Ott (éd.), EUR 9129, D. Reidel Publishing Co., p. 371-386.

25. Zwarich, M.A. et J.G. Mills (1979). Effects of Sewage Sludge Application on the Heavy Metal Content of Wheat and Forage Crops, *Can. J. Soil Sci., 59:* 231-239.